

Untersuchungen zur Flotationskinetik

von

Peter Lengler

Erlangen 1969



Digitized by the Internet Archive
in 2026

Untersuchungen zur Flotationskinetik

Der Technischen Fakultät
der Universität Erlangen-Nürnberg
zur Erlangung des Grades
DOKTOR - INGENIEUR

vorgelegt

von

Peter Lengler

Erlangen 1969



Als Dissertation genehmigt von der
Technischen Fakultät
der Universität Erlangen-Nürnberg

Tag der Einreichung: 3.3.1969

Tag der Promotion: 21.3.1969

Dekan: Prof.Dr.B. Ilschner

Berichterstatter: Prof.Dr.H. Hofmann
Prof.Dr.O. Molerus

Meinem Lehrer, Herrn Prof.Dr.H. Hofmann, danke ich für die interessante Aufgabenstellung und die wohlwollende Unterstützung dieser Arbeit.

Den Mitarbeitern des Lehrstuhls für Technische Chemie I der Universität Erlangen-Nürnberg fühle ich mich für anregende Diskussionen und tätige Mithilfe verbunden.

Ebenso möchte ich der Firma Sachtleben AG in Meggen dafür danken, daß ein großer Teil der experimentellen Untersuchungen im dortigen Versuchslabor durchgeführt werden konnte. Den Mitarbeitern des chemischen und des Röntgenlabors danke ich für die Ausführung der zahlreichen Analysen und besonders den Herren Lückemeier und Latsch für ihren intensiven persönlichen Einsatz.

Untersuchungen zur Flotationskinetik

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1. Einleitung	1
1.1 Das Flotationsprinzip	1
1.2 Die wirtschaftliche Bedeutung der Flotation	3
1.3 Die Flotation beeinflussende Größen	4
1.4 Aufgabenstellung	6
2. Die Kinetik des Flotationsprozesses	7
2.1 Die Flotationsgeschwindigkeit	8
2.1.1 Definitionen	8
2.1.2 Literaturübersicht	10
2.1.3 Versuchstechnik	14
2.2 Theoretische Behandlung der Flotationskinetik	16
2.2.1 Einstoffsystem ohne Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum	16
2.2.2 Einstoffsystem mit Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum	24
2.2.3 Zweistoffsystem ohne Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum	32
2.2.4 Zweistoffsystem mit Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum	33
2.2.5 Erweiterung auf ein System mit m-Komponenten	42
2.2.6 Berücksichtigung des in den Schaumlamellen mitflotierten Feststoffes	46
2.2.7 Diskussion	49
2.2.8 Berechnung von Flotationszellen	54

3. Experimentelle Untersuchungen zur Flotations- kinetik mit einer Laborapparatur	57
3.1 Versuchstechnik	57
3.1.1 Beschreibung der Apparatur	57
3.1.2 Versuchsablauf	58
3.1.3 Probenaufarbeitung und Versuchsaus- wertung	59
3.2 Versuche mit Glasperlen als Modellsubstanz	60
3.2.1 Beschreibung der Versuche	60
3.2.2 Versuchsergebnisse und deren Vergleich mit der Theorie	61
3.2.2.1 Der Einfluß der Trübedichte, des Luftdurchsatzes und der Korn- größe	61
3.2.2.2 Der Einfluß der Paddeldrehzahl und der Rührerdrehzahl	64
3.3 Versuche mit einem komplexen sulfidischen Erz	66
3.3.1 Der Einfluß der Zinkblendekonzentration, des Zinkblendegehaltes und des Luft- durchsatzes	67
3.3.2 Der Einfluß des Trübedurchsatzes	74
3.3.3 Der Einfluß der Paddeldrehzahl	77
3.3.4 Der Einfluß der Rührerdrehzahl	78
3.3.5 Der Temperatureinfluß	79
3.3.6 Der Einfluß des Redoxpotentials	81
4. Bemusterungen einer technischen Flotationsanlage	82
4.1 Beschreibung der Anlage	82
4.2 Die Bemusterungen der Anlage	84
4.2.1 Die erste Bemusterung	85
4.2.1.1 Probennahme und -aufarbeitung	85
4.2.1.2 Ergebnisse	86

	Seite
4.2.2 Die zweite Bemusterung	89
4.2.2.1 Die veränderten Bedingungen	89
4.2.2.2 Ergebnisse	
4.2.3 Die dritte Bemusterung	91
4.2.3.1 Die veränderten Bedingungen	91
4.2.3.2 Ergebnisse	91
4.2.4 Die vierte Bemusterung	92
4.2.4.1 Die veränderten Bedingungen	92
4.2.4.2 Ergebnisse	92
4.3 Vergleich der Bemusterungen	95
4.3.1 Die Siebanalysen	95
4.3.2 Die chemischen Analysen	96
4.3.3 Die Luftdurchsätze	96
4.3.4 Die Flotationsgeschwindigkeiten und Selektivitäten	97
4.3.5 Ausblick	
4.4 Vergleich der Labor- mit den Bemusterungs- ergebnissen	98
5. Versuche mit Schaumwaschung	100
6. Physikalisch-chemische Vorgänge in der Trübe während der Konditionierung und der Flotation	102
6.1 Die Oxydation des Erzes	102
6.1.1 Die Oxydationsgeschwindigkeit des Erzes	102
6.1.2 Die oxydierende Wirkung von Kupfer-II- sulfat	104

6.2 Die Wirkung des Xanthates	106
6.3 Der Einfluß des Oxydationszustandes der Erzoberfläche auf den Flotationserfolg	109
6.4 Vergleiche mit der Literatur	112
7. Zusammenfassung und Ausblick	114

Anhang

A.1 Berechnung eines Zweistoffsystems ohne Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum	116
A.2 Berechnung eines Zweistoffsystems mit Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum	120
A.2.1 Erster Grenzfall	120
A.2.2 Zweiter Grenzfall	122
A.3 Literaturverzeichnis	124
A.4 Symbolverzeichnis	132

1. Einleitung

1.1 Das Flotationsprinzip

Die Flotation ist ein Verfahren zur Sortierung der hydrophoben von den hydrophilen Teilchen einer - meist wässrigen - Dispersion, der sogenannten Trübe, die in der Regel durch Naßmahlung hergestellt wird. Die Flotation erfolgt üblicherweise in "Flotationszellen" (Abb. 1.1) durch innigen Kontakt der Trübe mit einer Gasphase (meist indem Luft einge-rührt wird). Dabei besetzen die hydrophoben Partikel die Grenzfläche gas/flüssig unter Bildung eines Dreiphasensystems, während die hydrophilen Teilchen innerhalb der flüssigen Phase bleiben. Die Gasblasen mit dem angelagerten hydrophoben Korn (Abb. 1.2) steigen nach oben und bilden eine

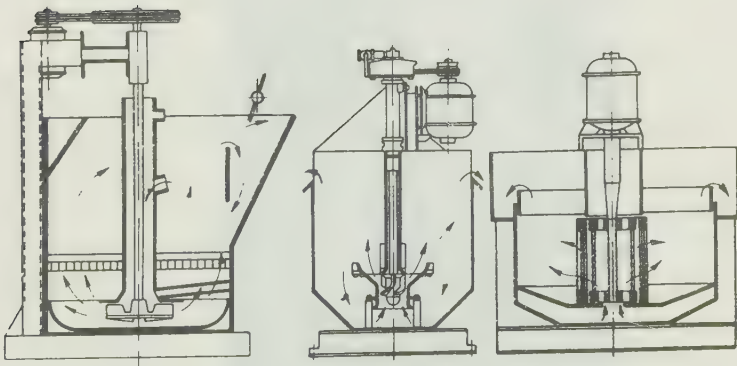


Abb. 1.1 Rührwerksflotationszellen mit Radial-,
Propeller- bzw. Stangenrührer.
Entnommen aus 1).

Schaumschicht auf der Trübe, das "Konzentrat", welches die Zelle verläßt und weiter verarbeitet wird.

Bevor eine Trübe erfolgversprechend flotiert werden kann, muß sie im allgemeinen "konditioniert" werden, wobei die Oberflächen der dispergierten Teilchen durch Zugabe geeigneter Reagenzien in ihren physikalisch-chemischen Eigenschaften derart verändert werden, daß die voneinander zu trennenden Bestandteile sich in ihrer Hydrophobie genügend voneinander unterscheiden. "Sammler" hydrophobieren selektiv einen Stoff, "Beleber" oder "Aktivatoren" verstärken diese Wirkung, "Drücker" hydrophilieren bestimmte Stoffe. Während ein Sammler vorwiegend von den Feststoffteilchen adsorbiert wird, lagert sich der "Schäumer" hauptsächlich an der Grenzfläche gas/flüssig an. Er bewirkt einerseits eine Verkleinerung und Stabilisierung der Gasblasen durch

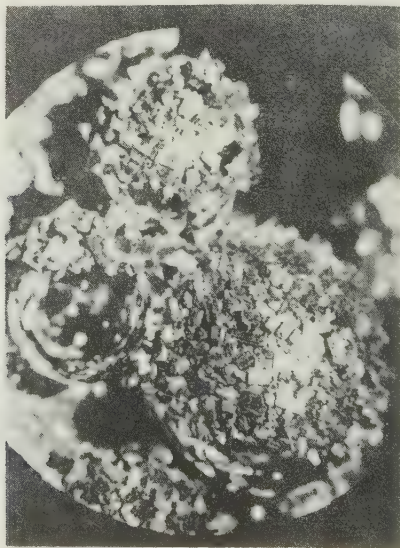


Abb. 1.2 Mit Bleiglanzkörnern bedeckte Luftblasen.
Entnommen aus 104).

Verminderung der für die Gasdispargierung nötigen Energie (Erniedrigung der Grenzflächenspannung) in der Trübe und andererseits eine Stabilisierung des Schaumes durch Erschwerung der Koaleszenz. Oft werden eine ganze Reihe verschiedener Reagenzien zugesetzt, je nach Schwierigkeit der Trennung. Durch Veränderung der physikalisch-chemischen Eigenschaften der Trübe können verschiedene Teilchensorten nacheinander hydrophobiert und flotiert werden; es ist so z.B. möglich, ein Bleiglanz, Zinkblende, Pyrit und Gangart enthaltendes Erz weitgehend in seine Komponenten zu zerlegen.

Von "natürlich flotierbaren Stoffen" spricht man, wenn die erforderliche Hydrophobie schon ohne Konditionierung vorhanden ist. Dies sind z.B. Kohle, Graphit, Schwefel und Glimmer ^{1..4)} (Literaturzusammenstellung im Anhang).

1.2 Die wirtschaftliche Bedeutung der Flotation

1911, als die erste technische Flotationsanlage in den USA mit einer Produktion von 50 tato in Betrieb ging, konnte man nur Zinkblende wirtschaftlich flotieren.

Heute werden mehr als einhundert verschiedene Mineralien flotativ konzentriert, oft drei oder vier selektiv aus einem Erz. Eine Anlagenleistung von 50 000 tato ist nicht selten ³⁾.

1960 wurden in den USA in 202 Anlagen aus 198 Mio. t Erzen 20 Mio. t Konzentrate gewonnen, die einen Wert von 1 Mrd. \$ hatten ^{5,73)}.

Das Hauptanwendungsgebiet der Flotation liegt in der Erzaufbereitung. Sie wird aber auch in anderen Industrien z.B. bei der Salzaufbereitung, Abwasserreinigung usw. eingesetzt ¹¹²⁾.

Da die Wirtschaftlichkeit der Verhüttungsprozesse stark vom Wertstoffgehalt des eingesetzten Erzes abhängt und weil man gezwungen ist, immer ärmere Roherze zu verarbeiten, be-

nötigt man in steigendem Maße Verfahren zur Anreicherung. Hierbei steht heute die Flotation neben anderen Methoden (z.B. Magnetscheidung, elektrostatische Verfahren, Schwerktrübescheidung) an erster Stelle.

1.3 Die Flotation beeinflussende Größen

Der wirtschaftliche Erfolg einer Flotation wird von ungewöhnlich vielen Einflußgrößen bestimmt.

Im Verfahrensgang wird das Erz zunächst unter Wasserzusatz gemahlen. Die dabei entstehenden Teilchen dürfen einerseits nicht zu groß sein, da sie sonst nicht fest genug an den Luftblasen haften und infolge der Turbulenz beim Einrühren der Luft zu leicht wieder abgelöst werden. Besonders bei feinverwachsenen Erzen können zu grobe Körner auch noch unerwünschtes Material enthalten.

Andererseits ist eine zu feine Mahlung aus verschiedenen Gründen ungünstig, von denen hier nur die wichtigsten genannt seien:

- a) es werden unnötig viel Mahlenergie und - infolge der größeren Oberfläche - Konditionierreagenzien verbraucht;
- b) wegen ihrer kleinen Masse ist der für die Haftung des Korns an der Luftblase nötige Zusammenstoß Korn-Blase nicht effektiv genug;
- c) eine mineralisierte Luftblase gegebener Größe transportiert umso weniger Masse, je kleiner die Teilchen sind.

Es existiert also eine günstigste Korngröße, die von Erz zu Erz verschieden sein kann. Sie schwankt zwischen 0,01 und 3 mm.

Mit der bei der Mahlung zugegebenen Wassermenge wird der Feststoffgehalt der Trübe (die "Trübedichte" bzw. "Trübewichte") eingestellt. Bei zu hoher Trübedichte ist die Trübe schlecht pumpbar und die Selektivität der Flotation ist gering, während bei zu geringem Feststoffgehalt für eine geforderte Produktionshöhe z.B. Durchsatz, Reagenzienverbrauch und Wertstoffgehalt im Ablauf zu groß sind.

Reagenzienart und -menge beeinflussen die Flotation besonders stark, wobei auch noch die Einwirkzeiten beachtet werden müssen. Bei bestimmten Erzen kann auch der Sauerstoffgehalt der wässrigen Trübe-Phase eine wichtige Einflußgröße sein.

Die vielen Einflußgrößen lassen sich in zwei große Gruppen unterteilen:

a) Eigenschaften des Erzes bzw. der Trübe, z.B.:

Erzcharakter, Korngrößenverteilung, Wertstoffgehalt, Verwachsungsgrad, Trübedichte, (gelöste) Fremdstoffe, Reagenzienart und -menge sowie deren Einwirkzeiten und -bedingungen, pH-Wert, Redoxpotential, Temperatur, Grenzflächenspannungen, elektrokinetische Potentiale usw.

b) Eigenschaften der Flotationszelle, z.B.:

Zellentyp und -größe, Höhe und mittlere Verweilzeit bzw. Verweilzeitverteilung des Schaumes über der Trübe, Rührerdrehzahl (Umfangsgeschwindigkeit) bzw. -leistungsaufnahme, Luft- und Trübedurchsatz, Mischverhalten (Turbulenz) usw. ³⁾.

Bestimmte Parameter z.B. die Größenverteilung der Gasblasen werden von den Trübe- und von den Zelleneigenschaften beeinflusst.

1.4 Aufgabenstellung

In der vorliegenden Arbeit sollte die Flotation durch theoretische und experimentelle Untersuchungen auf kinetischer Grundlage behandelt werden. Aus den Resultaten dieser Untersuchungen sollten praktisch verwertbare Rückschlüsse gezogen werden, wie mit Hilfe von Ergebnissen aus Laborversuchen technische Anlagen vorausberechnet und Hinweise für Verbesserungen bereits bestehender Anlagen erhalten werden können.

Dafür sollten zunächst die in der Literatur bereits vorliegenden oder die noch zu entwickelnden theoretischen Vorstellungen anhand von Versuchen mit Modellsubstanzen und technisch interessanten Stoffen überprüft werden. Die Theorie ist in Abschnitt 2, die Untersuchungen mit Modellsubstanzen und mit einem komplexen sulfidischen Erz in Abschnitt 3 behandelt.

Weiterhin sollte eine technische Anlage bemustert und diese Ergebnisse ebenfalls mit den theoretischen Voraussagen verglichen werden. Dieser Teil der Arbeit ist in Abschnitt 4 wiedergegeben.

Schließlich sollten noch die physikalisch-chemischen Vorgänge in der Trübe und deren Einfluß auf den Flotationserfolg untersucht werden (Abschnitt 6).

2. Die Kinetik des Flotationsprozesses

Unter Kinetik versteht man ganz allgemein die Abhängigkeit der Geschwindigkeit eines Vorganges von allen Größen, die diese beeinflussen. In der chemischen Reaktionskinetik genügt es oft, als Grundlage für eine Reaktordimensionierung die Einflüsse der Konzentrationen der Reaktionspartner und der Temperatur zu kennen. Bei der Flotation ist jedoch in jedem Falle die Anzahl der signifikanten Parameter wesentlich größer (vgl. Abschnitt 1.3). Entsprechend groß ist der experimentelle Aufwand zur Aufklärung der Flotationskinetik als Basis für die Projektierung einer technischen Anlage. Beim derzeitigen Stand der Theorie der Flotation kann eine Flotationsanlage auf kinetischer Grundlage weder weitgehend rechnerisch geplant noch optimiert werden. Hinzu kommt noch, daß manche Größen in der Betriebspraxis nicht gebührend berücksichtigt werden, wenn deren Messung zu zeitraubend, ungenau oder kompliziert ist oder wenn deren Einflüsse nicht hinreichend bekannt sind und deshalb leicht unterschätzt werden können.

Trotz einiger Fortschritte in den letzten Jahren (Einsatz von Röntgenfluoreszenzspektrometern zur schnellen chemischen Analyse ^{6,7,65}), Xanthatrestkonzentrationsmessungen ^{65,66,84,85,90,108}), Mikrosiebung mit Hilfe von Ultraschall bis 5μ ⁸⁾, theoretische Untersuchungen des Haftvorganges Korn-Blase ⁸¹⁾ usw.) und manchen erfolgversprechenden Ansätzen (z.B. Messung von elektrokinetischen Potentialen ^{9..11,54,107,88,63}), Adsorptionsuntersuchungen mit radioaktiven Isotopen ^{55,100}), Versuche zur Automatisierung und Optimierung von Flotationsanlagen ^{56,77,80,82,86,87,95,106}) ist die Flotation immer noch "eher eine Kunst als eine Wissenschaft" ¹⁰⁴).

Auch die Entwicklung von Zellentypen ist noch keineswegs abgeschlossen, wie zahlreiche Veröffentlichungen und Patente zeigen ^{12,67,91}). Unter diesen scheint die "Flotationssäule" für bestimmte Probleme vorteilhaft zu sein ^{53,93}).

2.1 Die Flotationsgeschwindigkeit

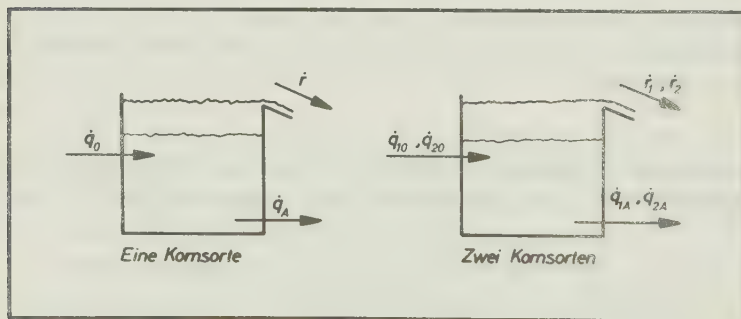
2.1.1 Definitionen

Eine kontinuierlich arbeitende Flotationszelle ist ein Stofftrennapparat, der einen Zulaufstrom $\dot{q}_0$ [Feststoffmasse/Zeit] in zwei Ströme aufteilt, den Ablaufstrom $\dot{q}_A$ und den Konzentratsstrom $\dot{r}$.

Ist nur ein Feststoff vorhanden, dann sei hierfür die "Flotationsgeschwindigkeit" $\dot{r}$ bei stationärem Betrieb durch die Beziehung

$$\dot{r} = \dot{q}_0 - \dot{q}_A \quad (2.1)$$

definiert.



§ Die flüssige und die gasförmige Phase werden hierbei nicht berücksichtigt.

§§ Es ist zu beachten, daß die Dimension der Flotationsgeschwindigkeit (Masse/Zeit) nicht mit derjenigen der in der chemischen Reaktionskinetik gebräuchlichen Reaktionsgeschwindigkeit [Masse/Volumen · Zeit] oder [Masse/Masse · Zeit] übereinstimmt.

Sind jedoch mehrere Komponenten flotativ voneinander zu trennen, dann lautet die Feststoffbilanz (für zwei Kornsorten 1 und 2):

$$\dot{q}_0 = \dot{q}_{10} + \dot{q}_{20} \quad (2.2)$$

$$\dot{r} = \dot{r}_1 + \dot{r}_2 \quad (2.3)$$

$$\dot{q}_A = \dot{q}_{1A} + \dot{q}_{2A} \quad (2.4)$$

$$\dot{r} = \dot{q}_0 - \dot{q}_A \quad (2.4a)$$

$$\dot{r}_1 = \dot{q}_{10} - \dot{q}_{1A} \quad (2.5)$$

$$\dot{r}_2 = \dot{q}_{20} - \dot{q}_{2A} \quad (2.6)$$

$\dot{r}_1$ und $\dot{r}_2$ seien als Flotationsgeschwindigkeiten der beiden Stoffe, $\dot{r}$ als diejenige des gesamten Feststoffes definiert. $\dot{r}$, $\dot{r}_1$ und $\dot{r}_2$ sind experimentell sowohl direkt wie auch über die Beziehungen (2.2) .. (2.6) aus $\dot{q}_0$, $\dot{q}_{10}$, $\dot{q}_{20}$, $\dot{q}_A$, $\dot{q}_{1A}$ und $\dot{q}_{2A}$ zu ermitteln. Sind mehr als zwei Feststoffkomponenten in der Trübe vorhanden, lassen sich die Gleichungen (2.2) .. (2.6) leicht entsprechend erweitern.

Als Maß für die Selektivität der Flotation sei der in der Praxis gebräuchliche Konzentratgehalt verwendet, für den

$$f_1 = \frac{\dot{r}_1}{\dot{r}} = \frac{\dot{r}_1}{\dot{r}_1 + \dot{r}_2} \quad (2.7)$$

gilt, wenn der Stoff 1 der interessierende Wertstoff ist. Soll f_1 in Prozent ausgedrückt werden, ist noch mit 100 zu multiplizieren. (Die in Prozent ausgedrückte Selektivität ist in dieser Arbeit mit einem Apostroph indiziert.)

2.1.2 Literaturübersicht

Der erste Versuch einer rechnerischen Behandlung der Flotation stammt von MERLIN und GAZO aus dem Jahre 1928¹⁴⁾. In den letzten Jahren ist die Anzahl der Veröffentlichungen stark gewachsen und es ist schwierig, sich einen vollständigen Überblick zu verschaffen.

Die in der Literatur am häufigsten in vielerlei Abwandlungen benutzte Gleichung sei hier in der Form

$$\dot{r} = K \cdot c^n \quad (2.8)$$

wiedergegeben. Hierin bedeuten:

- $\dot{r}$: Flotationsgeschwindigkeit [Masse/Zeit]
- c : Wertstoffkonzentration in der Trübe
[Masse/Volumen]
- K : Geschwindigkeitskonstante
- n : "Ordnung" der Flotation [-]

Die Anwendung der Gl. (2.8) wird damit begründet, daß man die Flotation analog einer chemischen Reaktion betrachten könne.

Gleichung (2.8) mit $n = 1$ basiert auf der Annahme, daß die Flotationsgeschwindigkeit der Anzahl der wirksamen (d.h. zu einer Haftung führenden) Zusammenstöße zwischen Körnern und Blasen proportional sei, die bei konstanter Luftzufuhr und Blasengröße (konstanter Phasengrenzfläche gas/flüssig) der Konzentration der flotierbaren Teilchen in der Trübe proportional ist. Die Analogie zur chemischen Kinetik besteht darin, daß auch hierbei Stöße (zwischen Atomen oder Molekülen) zu "Reaktionen" führen.

Die Übertragung dieser Betrachtungsweise auf die Flotation hat jedoch einige Nachteile. Gleichung (2.8) gilt nur für diejenige Zelle, in der die Untersuchungen zur Bestimmung

von K durchgeführt wurden, da $\dot{r}$ nicht dem Volumen der Zelle proportional ist. Sie kann also nicht zur Vorausberechnung einer technischen Zelle aus Laborversuchen dienen, was aber das Ziel solcher Arbeiten sein sollte. Aber auch die Versuchsergebnisse in ein und derselben Zelle sind zu der Gl. (2.8) nur bei kleinen Konzentrationen c korrelierbar. Bei höheren Konzentrationen, d.h. wenn die Luftblasen stärker mineralisiert sind, werden infolge der Turbulenz in der Trübe wieder Teilchen von den Blasen abgerissen. Außerdem steht dann den mit den Blasen kollidierenden Körnern nicht mehr die gesamte Blasenoberfläche zur Verfügung. In Gl.(2.8) werden diese Tatsachen nicht berücksichtigt. Das gleiche gilt für die Vorgänge im Schaum, die zu einem teilweisen Rückstrom in die Trübe führen. Gleichung (2.8) ist deshalb eher als eine empirische Korrelationsbeziehung aufzufassen.

Die meisten Autoren (z.B. 14..33,64,68,71,79,97) benutzen Gl. (2.8) mit $n = 1$, andere finden Ordnungen zwischen null und drei oder noch höher 34..41).

n hat keine physikalische Bedeutung, sondern ist ein zusätzlicher Anpassungsparameter. Der Grenzfall $n = 0$ beschreibt die sogenannte "behinderte" Flotation (im Gegensatz zur "freien Flotation" mit $n > 0$), bei der die Luftblasen vollständig mineralisiert sind und $\dot{r}$ deshalb nicht mehr von c abhängt.

Verschiedene Autoren wandeln Gl. (2.8) ab, indem sie für K eine Verteilungsfunktion einsetzen, da auch Korngröße und Hydrophobie der Teilchen Verteilungsfunktionen folgen 19..21,29,30,42..45).

Für diese Funktion setzen WOODBURN und LOVEDAY 29,30) sowie IMAIZUMI und INOUE 19..21) eine modifizierte Gammafunktion an. Die Motivierung einer Verteilungsfunktion ist einleuchtend, aber eine physikalische Begründung für die Verwendung der Gammafunktion wird nicht gebracht.

Außerdem berücksichtigt eine Verteilungsfunktion ebensowenig das Losreißen von Teilchen infolge Turbulenz wie die Ver-ringerung der effektiven Blasenoberfläche durch die Minera-lisierung. Demzufolge ist auch eine solche Beziehung z.B. nicht in der Lage, freie und behinderte Flotation gleich-zeitig zu beschreiben.

Die Beobachtung, daß es infolge der unterschiedlichen Flo-tierbarkeit des Korns nicht gelingt, alle Wertstoffteilchen auszuschwimmen, berücksichtigen ^{26,28)} durch Modifikation von Gl. (2.10):

$$\dot{r} = K \cdot (c - c_{\infty})^n \quad (2.9)$$

c_{∞} ist die Konzentration derjenigen Teilchen, die nicht hinreichend hydrophob sind und deshalb nicht ausgeschwommen werden. Gleichung (2.9) bringt jedoch keinen Fortschritt, da sie die Experimente nicht wesentlich besser als Gl. (2.8) beschreibt und die Bestimmung von c_{∞} schwierig ist.

Zur Berücksichtigung des Rückstroms aus dem Schaum erwei-tern ^{46,48,71)} die Gl. (2.8):

$$\dot{r} = K \cdot c^n - K_R \cdot \tilde{c}^{n'} \quad (2.10)$$

wobei $\tilde{c}$ die Wertstoffkonzentration im Schaum und n' die "Ordnung" des Rückstromprozesses bedeutet. Abgesehen von der Schwierigkeit einer zweckmäßigen Definition von $\tilde{c}$ ist Gl. (2.10) ebenfalls eine rein empirische Beziehung, deren Konstanten keine physikalische Bedeutung haben.

Andere Autoren ^{47,49,50,57,24,68,69,13,74,15)} betrachten bestimmte, die Flotation beeinflussende Vorgänge von einem statistischen Gesichtspunkt, in dem sie den Gesamtvorgang in Teilschritte zerlegen. Jeder Teilschritt z.B. der Zusammenstoß Korn-Blase, die Haftung des Korns an der Blase, der Verbleib des Korns an der Blase usw. erhält eine Teilwahr-scheinlichkeit P_i , und das Produkt über alle P_i gibt dann die Flotationswahrscheinlichkeit an, von der auf die Flo-

tationsgeschwindigkeit geschlossen wird. Diese Betrachtungsweise hat den Vorzug, daß sie die physikalischen Realitäten berücksichtigt, führte aber bis jetzt noch zu keinen praktisch verwertbaren Ergebnissen. Die theoretischen Berechnungen der Teilwahrscheinlichkeiten liefern sehr komplizierte Ausdrücke mit vielen Parametern, deren Deutung und experimentelle Bestimmung schwierig ist.

MATVEENKO (127, 128) betrachtet die Flotation - wie in der vorliegenden Arbeit - in Analogie zur Adsorption, kommt jedoch zu völlig anderen Ergebnissen. Er berücksichtigt z.B. weder die Einflüsse des Gasdurchsatzes, der Blasen- und Korngröße und der Dichte der Teilchen noch jene des Rückstroms aus dem Schaum.

Schließlich werden auch rein empirische Ansätze, beispielsweise in Form der Potenzreihe

$$\dot{r} = K_0 + K_I \cdot c + K_{II} \cdot c^2 \quad (2.11)$$

51) gemacht. Da diese Beziehung mehr Parameter als Gl. (2.8) enthält, kann sie die Versuchsergebnisse genauer beschreiben. Diesem Vorzug steht aber der Nachteil eines größeren Aufwandes zur Ermittlung dieser Parameter gegenüber.

Der derzeitige Stand der Theorie der Flotationskinetik kann dahingehend zusammengefaßt werden, daß die Ansätze zur theoretischen Behandlung zu keinen Resultaten geführt haben, die Vorausberechnungen von Flotationszellen auf kinetischer Grundlage gestatten. Die rechnerische Behandlung der Versuchsergebnisse läuft meist auf eine empirische Korrelation hinaus, die zudem nur für jene Zelle gilt, mit der die Untersuchungen durchgeführt wurden.

2.1.3 Versuchstechnik

Ein anderes beim Studium der Literatur auftauchendes Problem ist die von den verschiedenen Autoren benutzte Versuchstechnik. Zur Lösung von Flotationsproblemen ist vor allem die diskontinuierliche Experimentiertechnik entwickelt worden, die dann auch bei kinetischen Untersuchungen benutzt wurde. Diese Arbeitsweise wird im Labor wegen des geringen Trübedarfs (nur eine Zellenfüllung) und der einfachen Versuchsdurchführung (z.B. Konditionierung vor dem Versuch in der Zelle) bevorzugt. Zweifellos können damit bestimmte Einflüsse auf den Flotationserfolg z.B. Reagenziendosierungen, pH-Wert, Korngröße usw. untersucht werden.

Für kinetische Messungen ist diese Technik jedoch aus verschiedenen Gründen weniger gut geeignet. Die wichtigsten seien kurz aufgezählt:

- a) Trübedichte, Reagenzienkonzentrationen, Korngrößenverteilung, Flotationsgeschwindigkeit usw. sind zeitabhängig und deshalb als solche nicht mit vertretbarem Aufwand meßbar;
- b) das ausgepaddelte Konzentrat wird meist durch Wasser ersetzt, um das Trübevolumen konstant zu halten. Dadurch wird nicht nur die Trübedichte zusätzlich verändert, sondern auch die Konzentrationen von Reagenzien und anderen gelösten Bestandteilen der flüssigen Phase, die die Flotation mehr oder weniger stark beeinflussen;
- c) infolge des im Laufe der Flotation abnehmenden Reagenziengehaltes (besonders des Schäumers) nimmt die Schaumstabilität ab, und immer mehr Partikel fallen aus dem Schaum zurück in die Trübe. Außerdem kann sich die Blasengröße ändern, wenn diese vom Schäumergehalt abhängt.

- d) bei diskontinuierlichen Versuchen wird das Konzentrat in der Regel manuell ausgepaddelt und führt deshalb nur bei sehr sorgfältiger Ausführung zu reproduzierbaren Ergebnissen, insbesondere bei instabilem Schaum;
- e) die "Flotationszeit" eines diskontinuierlichen Versuches kann nicht mit der mittleren Verweilzeit der Trübe in einer Kaskade von Flotationszellen verglichen werden, da für die Verweilzeitverteilungen in diskontinuierlich betriebenen Rührkesseln und kontinuierlich durchströmten Rührkesselkaskaden verschiedene Gesetze gelten ⁵²⁾.

Trotzdem wird in der Literatur oft von diskontinuierlichen flotationskinetischen Versuchen berichtet ^{64,26,25,51,97)}. Andere Autoren befassen sich jedoch auch mit diesem Problem ausführlich und untersuchen die Flotationskinetik mit dem kontinuierlichen Verfahren ^{3,24,27,48,74,32,106)}.

Die Nachteile der kontinuierlichen Arbeitstechnik sind besonders der größere apparative Aufwand und der relativ hohe Trübeverbrauch.

Gegen die kontinuierliche Arbeitsmethode wird oft eingewendet, daß sie nur die Verhältnisse in der ersten Zelle einer Kaskade repräsentiere. Durch Verwendung einer bereits vorflotierten Trübe oder Benutzung von mehreren, nacheinander durchströmten Zellen läßt sich diese Schwierigkeit jedoch beseitigen.

2.2 Theoretische Behandlung der Flotationskinetik

In diesem Abschnitt wird aus einer Modellvorstellung des Flotationsprozesses ein Vorschlag zur rechnerischen Beschreibung der Flotationskinetik entwickelt. Wegen der vielen Einflußgrößen enthält dieser Vorschlag viele vereinfachende Annahmen, von denen ein Teil schrittweise fallengelassen wird. Damit werden die hergeleiteten Beziehungen zwar immer komplizierter, aber auch allgemeingültiger.

Ausgangspunkt der Überlegungen ist die Betrachtung einer kontinuierlich durchströmten Flotationszelle im stationären Zustand. Für diese Zelle gilt die in Abschnitt 2.1.1 aufgestellte Bilanz.

2.2.1 Einstoffsystem ohne Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum

Im zuerst betrachteten einfachsten Fall sei nur eine flo-
tierbare Komponente mit kugelförmigem Korn einheitlicher
Größe und Hydrophobie in der Trübe vorhanden. Weiterhin
soll der Schaum so schnell ausgebracht werden, daß kein
Rückstrom von Teilchen aus dem Schaum in die Trübe auf-
tritt. Für diesen Fall sei die Flotationsgeschwindigkeit

$$\dot{r} = \dot{r}_T$$

(Der Index soll andeuten, daß $\dot{r}_T$ nur die Flotationsgeschwin-
digkeit aus der Trübe ohne Berücksichtigung der Vorgänge
im Schaum darstellt.)

Der entscheidende Teilvorgang bei der Flotation ist die
"Adsorption" des hydrophoben Korns an den Luftblasen. Voraus-
setzung für eine solche Anlagerung ist ein ausreichend ef-
fektiver Zusammenstoß zwischen Korn und Blase. Die Wahr-
scheinlichkeit für einen derartigen Zusammenstoß ist bei
konstanter Phasengrenzfläche Trübe-Phase-Gasphase der Kon-

zentration der hydrophoben Mineralkörner c (der Konzentration des Wertstoffes) in der ablaufenden Trübe direkt proportional. Vorausgesetzt, daß dieser Vorgang der geschwindigkeitsbestimmende unter den vielen Teilschritten (Zusammenstoß Blase-Korn, Haftung Blase-Korn, Wiederablösung des Korns von der Blase usw.) des Flotationsprozesses ist, gilt Gl. (2.8). Weiterhin ist bei dieser Betrachtungsweise K und damit r noch proportional der Verweilzeit der Luftblasen in der Trübe, da die Anzahl der Zusammenstöße mit dieser ansteigt. Demzufolge müßte r mit der Zellentiefe ansteigen. Gl. (2.8) gilt also mit diesen Voraussetzungen nur für eine ganz bestimmte Zelle. Bei relativ kleinem c beschreibt Gl. (2.8) in vielen Fällen die experimentellen Ergebnisse recht gut. Bei höheren Besetzungsdichten wird jedoch ein erheblicher Teil der noch nicht angelagerten Partikel auf schon besetzte Stellen treffen und deshalb nicht adsorbiert werden, wenn keine Mehrfachschichten entstehen. Außerdem wird infolge der Turbulenz in der Zelle ein nicht zu vernachlässigender Anteil wieder von der Blase abgelöst, was bei einer rechnerischen Formulierung berücksichtigt werden muß.

Der durch die Zelle durchgesetzte Gasstrom betrage $\dot{g}$ Volumeneinheiten pro Zeiteinheit und der damit gekoppelte "Grenzflächendurchsatz" gas/flüssig a Flächeneinheiten pro Zeiteinheit, der Durchsatz an besetzter Grenzfläche a_p Flächeneinheiten pro Zeiteinheit.

Weiterhin sei angenommen, daß die Verweilzeit der Blasen in der Trübe zur Einstellung eines Gleichgewichts zwischen sich anheftenden und ablösenden Körnern ausreicht[§].

§ In Rührwerkzellen werden die Blasen zumindest in unmittelbarer Nähe des Rührers so intensiv mit der Trübe in Berührung gebracht, daß eine solche Annahme ausreichend erfüllt sein dürfte. Sollte diese Voraussetzung jedoch nicht zutreffen, so ist die Herleitung entsprechend zu modifizieren. Hierauf wird in Abschnitt 2.2.7 näher eingegangen.

Unter diesen Voraussetzungen erscheint es naheliegend, die Flotationskinetik analog zur LANGMUIR'schen Adsorptionsisothermen zu betrachten. In beiden Fällen spielt eine Haftung und Wiederablösung von Teilchen an Grenzflächen die entscheidende Rolle. Der Unterschied besteht im wesentlichen darin, daß bei der Adsorption Partikel atomarer Größenordnung (Atome, Moleküle, Ionen, o.ä.) an Feststoffoberflächen angelagert werden, während bei der Flotation Feststoffteilchen makroskopischer Größe an Grenzflächen flüssig/gas "adsorbiert" werden. Bei genauerer Betrachtung der Vorgänge ist noch zu berücksichtigen, daß bei der Adsorption gleichartige Teilchen an einer inhomogenen Grenzfläche adsorbiert werden, während sich bei der Flotation Teilchen mit unterschiedlicher Haftfähigkeit (Hydrophobie) an einer homogenen Grenzfläche anlagern. Dieser Unterschied soll aber zunächst unberücksichtigt bleiben, d.h. es wird angenommen, daß alle Feststoffteilchen gleich hydrophob sind.

Damit gilt in erster Näherung, daß die pro Zeiteinheit an den Luftblasen "adsorbierte" Mineralmenge $\dot{M}_m$ der freien Grenzfläche $(\dot{a} - \dot{a}_b)$ und der Konzentration c der (hydrophoben) Teilchen proportional ist:

$$\dot{M}_m = b_1 \cdot (\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c \quad (2.12)$$

$\dot{M}_m$ soll im Gleichgewichtszustand der durch die Turbulenz bedingten Ablösegeschwindigkeit der Teilchen gleich sein, die sicher der besetzten Fläche proportional ist:

$$\dot{M}_m = b_2 \cdot \dot{a}_b \quad (2.13)$$

Aus (2.12) und (2.13) ergibt sich

$$b_1 \cdot (\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c = b_2 \cdot \dot{a}_b \quad (2.14)$$

Aufgelöst nach $\dot{a}_b$ und mit $k = \frac{b_2}{b_1}$ folgt

$$\dot{a}_b = \dot{a} \cdot \frac{c}{c + k} = \dot{a} \cdot \frac{1}{1 + \frac{k}{c}} = \dot{a} \cdot p' \quad (2.15)$$

mit

$$p' = \frac{c}{c + k} = \frac{1}{1 + \frac{k}{c}} \quad (2.16)$$

p' gibt an, welcher Bruchteil der Blasen bedeckt ist und kann deshalb als "Gleichgewichtsbedeckungsgrad" interpretiert werden. (Die gestrichenen Größen gelten hier im folgenden für das Einkomponentensystem.)

Da die Flotationsgeschwindigkeit offenbar der besetzten Fläche a_b proportional ist, gilt

$$\dot{r}_T = \text{const} \cdot \dot{a} \cdot p' = \dot{r}_{\max} \cdot p' \quad (2.17)$$

Bei konstantem $\dot{r}_{\max}$ und $c \ll k$ geht Gl. (2.17) in Gl. (2.8) über und beschreibt die freie Flotation. Ist jedoch $c \gg k$, dann ist $\dot{r}_T$ unabhängig von c (behinderte Flotation, $\dot{a}_b = a$, $\dot{r}_T = \dot{r}_{\max}$). Daraus ergibt sich die physikalische Bedeutung von $\dot{r}_{\max}$ als der Flotationsgeschwindigkeit beim Bedeckungsgrad $p' = 1$ (vollständige Mineralisierung, behinderte Flotation), bei der also eine Erhöhung von Konzentration und/oder Hydrophobie keine Erhöhung der Flotationsgeschwindigkeit bringt.

Für $k = c$ ist $p' = 1/2$ und $\dot{r}_T = \dot{r}_{\max}/2$. k kann daher auch als "Halbwertskonzentration" aufgefaßt werden, bei der gerade die Hälfte der Blasenoberfläche mineralisiert ist.

Aus der Herleitung folgt, daß die "Halbwertskonzentration"

$$k = \frac{b_2}{b_1}$$

das Verhältnis der Geschwindigkeitskonstante des Abreißvorganges (b_2) zu derjenigen des Haftens (b_1), also die Gleichgewichtskonstante der beiden Vorgänge ist. $1/k$ ist folglich bei konstanter Turbulenz ein Maß für die Stärke der zwischen Korn und Blase auftretenden Haftung und wird deshalb im wesentlichen von der Hydrophobie der Partikel abhängen, die ihrerseits von Erzcharakter, Sammlerart und -menge (Randwinkel) usw. bestimmt sind. Andererseits werden auch die Turbulenz und die Korngröße eine Rolle spielen.

Abb. 2.1 zeigt für konstantes $\dot{r}_{\max}$ die Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}_T$ von der Konzentration c bei verschiedenen Werten von k nach Gl. (2.17). Die Kurven nähern sich umso schneller der maximal erreichbaren Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}_{\max}$ (die Flotation geht bei umso niedrigerem c in eine behinderte über), je kleiner k , d.h. je größer die Haftkräfte sind, was zumindest qualitativ leicht einzusehen ist.

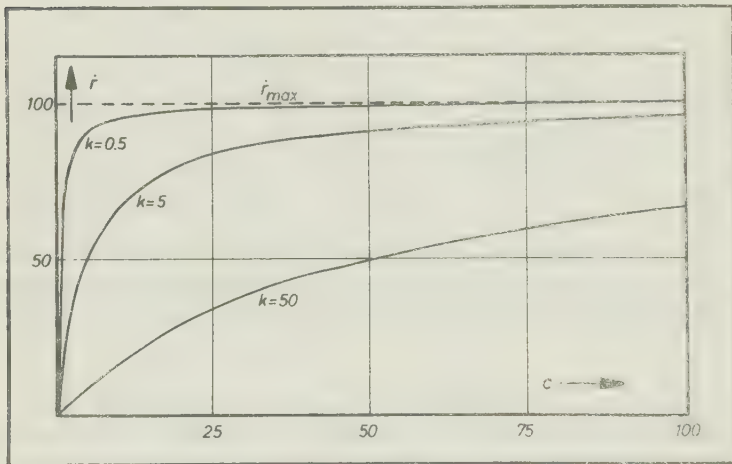


Abb. 2.1 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}_T$ [Masse/Zeit] von der Konzentration der (hydrophoben) Teilchen c [Masse/Trübevolumen] bei variabler Halbwertskonzentration k [Masse/Trübevolumen] und konstantem $\dot{r}_{\max}$ [Masse/Zeit] .

In Abb. 2.2 ist die gleiche Abhängigkeit, jedoch mit konstantem k und variablem $\dot{r}_{\max}$ (z.B. veränderlichem Luftdurchsatz $\dot{g}$) aufgetragen.

$\dot{r}_{\max}$ lässt sich folgendermaßen auf meßbare Größen zurückführen:
Bei vollständiger Mineralisierung der Gasblasen ($c \gg k$; $p' = 1$)
ist

$$\dot{r}_T = \dot{r}_{\max} = \dot{n}_B \cdot M_B \quad (2.18)$$

($\dot{n}_B$: Anzahl der Blasen pro Zeiteinheit, M_B : transportierte Masse pro Blase),

$$\dot{n}_B = \frac{\dot{g}}{V_B} = \frac{6 \dot{g}}{\pi \cdot d_B^3} \quad (2.19)$$

(V_B : Blasenvolumen; d_B : Blasendurchmesser; $\dot{g}$: Gasdurchsatz)
und

$$M_B = \frac{a_B}{a_K} \cdot M_K = \frac{a_B}{a_K} \cdot V_K \cdot \varrho_K \quad (2.20)$$

(a_B : Blasenoberfläche; a_K : Flächenbedarf eines Kornes auf der Blase; M_K : Kornmasse; V_K : Kornvolumen; ϱ_K : Dichte des Kornes)

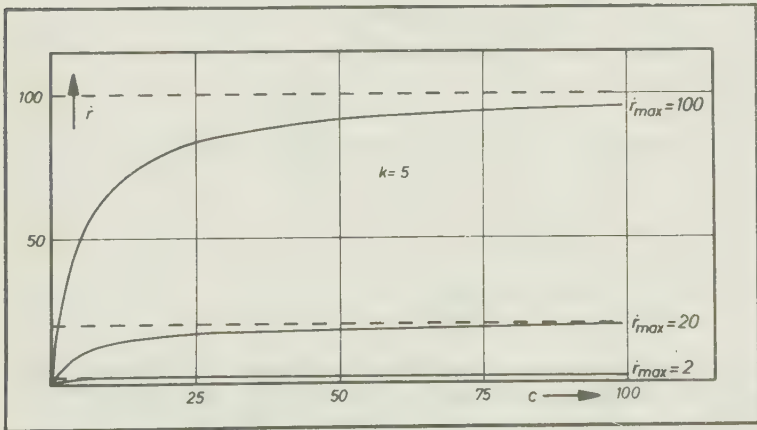


Abb. 2.2 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}_T$ [Masse/Zeit] von der Konzentration der (hydrophoben) Teilchen c [Masse/Trübevolumen] bei konstanter Halbwertskonzentration k [Masse/Trübevolumen] und variablem $\dot{r}_{\max}$ [Masse/Zeit].

Bei der dichtestmöglichen Anordnung von Kugeln auf einer Fläche (mit vernachlässigbarer Krümmung) beträgt der Flächenbedarf einer Kugel

$$a_K = \frac{\pi}{2 \cdot \sqrt{3}} \cdot d_K^2 \approx 0,91 d_K^2$$

(d_K : Korndurchmesser)

Da die dichteste Packung jedoch ein nur näherungsweise realisierter Idealfall ist und in der Praxis meist keine kugelförmigen Teilchen vorliegen, wird hier der Einfachheit halber

$$a_K = d_K^2 \quad (2.21)$$

gesetzt[§].

Dann gilt, mit $h = d_K \cdot g_K$: (2.22)

$$M_B = \frac{\pi \cdot d_B^2 \cdot d_K^3 \cdot \pi \cdot g_K}{6 d_K^2} = \frac{\pi^2}{6} \cdot d_B^2 \cdot h \quad (2.23)$$

Gl. (2.19) und (2.23) in (2.18) eingesetzt ergibt:

$$\dot{r}_{\max} = \frac{6 \dot{g}}{\pi \cdot d_B^3} \cdot \frac{\pi^2}{6} \cdot d_B^2 \cdot h$$

$$\dot{r}_{\max} = \pi \cdot \dot{g} \cdot \frac{h}{d_B}$$

Für die Abhängigkeiten des Blasendurchmessers d_B und der Anzahl der Blasen pro Zeiteinheit $\dot{n}_B$ vom Gasdurchsatz $\dot{g}$ sind zwei Grenzfälle denkbar: Einmal kann mit einer Änderung von $\dot{g}$ nur die Anzahl, nicht aber die Größe der Blasen variieren. Andererseits kann d_B eine Funktion von $\dot{g}$ sein, während

§ Für höhere Ansprüche an die Genauigkeit kann $a_K = w \cdot d_K^2$ geschrieben und w gesondert bestimmt werden. Sind verschiedene Korngrößen vorhanden, so ist bei einer genaueren Rechnung auch noch zu berücksichtigen, daß kleinere Körner in den Zwischenräumen zwischen größeren Platz finden können.

$\dot{n}_B$ konstant bleibt. Aus experimentellen Untersuchungen^{109 ..111)} geht hervor, daß bei kleinem $\dot{g}$ vorwiegend der erste, bei grösserem $\dot{g}$ jedoch hauptsächlich der zweite Mechanismus beobachtet wird. Da die Begasung von Flotationszellen im allgemeinen recht hoch ist, soll hier mit dem zweiten Mechanismus weitergerechnet werden[§]. Aus $\dot{n}_B = \text{const}$ und $d_B = d_B(\dot{g})$ folgt

$$d_B = d_B^* \cdot \sqrt[3]{\frac{\dot{g}}{\dot{g}^*}} \quad (2.24)$$

mit dem bei dem Durchsatz $\dot{g}^*$ gemessenen Blasendurchmesser d_B^* . d_B^* kann von Art und Menge des verwendeten Schäumers abhängig sein¹⁾.

Demzufolge ist

$$\dot{r}_{\max} = \pi \cdot \dot{g} \cdot \frac{h}{d_B^* \cdot \sqrt[3]{\frac{\dot{g}}{\dot{g}^*}}}$$

$$\dot{r}_{\max} = \frac{\pi \cdot \sqrt[3]{\dot{g}^*}}{d_B^*} \cdot \dot{g}^{2/3} \cdot h$$

und

$$\dot{r}_T = \frac{\pi \cdot \sqrt[3]{\dot{g}^*}}{d_B^*} \cdot \dot{g}^{2/3} \cdot h \cdot \frac{c}{k + c} = \dot{G} \cdot h \cdot p' = G \cdot B' \quad (2.25)$$

mit

$$\dot{G} = \frac{\pi \cdot \sqrt[3]{\dot{g}^*}}{d_B^*} \cdot \dot{g}^{2/3} \quad (2.25a)$$

§ Die Richtigkeit dieser Annahme ist im Einzelfall experimentell zu überprüfen. Im Falle der Gültigkeit des ersten Mechanismus erhält man anstatt Gl. (2.25a):

$$\dot{G} = \frac{\pi \cdot \dot{g}}{d_B} \quad (2.25c)$$

Bei höheren Genauigkeitsanforderungen muß unter Umständen mit einem zwischen diesen beiden liegenden Mechanismus gerechnet werden.

und

$$B' = h \cdot p' \quad (2.25b)$$

$\overset{\circ}{G}$ hat die Dimension Fläche/Zeit und ist demzufolge ein "Grenzflächendurchsatz".

B' hat die Dimension Masse/Fläche und damit die physikalische Bedeutung einer "Flächenbeladung" oder kurz "Beladung". h hat ebenfalls die Dimension Masse/Fläche. h kann demzufolge als "Maximalbeladung" interpretiert werden.

Gl. (2.25) gilt - unter den oben genannten vereinfachenden Annahmen - für Flotationszellen beliebiger Größe, also ebenso für Labor- wie für technische Zellen. Zellenspezifischer Parameter ist im wesentlichen der Grenzflächendurchsatz $\overset{\circ}{G}$, während die Beladung B' vorwiegend durch die Trübeeigenschaften festgelegt ist.

Gl. (2.25) besagt, daß die Flotationsgeschwindigkeit gleich Grenzflächendurchsatz mal Beladung ist.

2.2.2 Einstoffsystem mit Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum

Bei technischen Zellen üblicher Bauart kann man den Rückfall von Korn aus der Schaumschicht nicht mehr vernachlässigen, da diese eine beträchtliche Zeit auf der Trübe verweilt, während die Blasen innerhalb des Schaumes koaleszieren und an der Grenzfläche zur umgebenden Luft teilweise ganz zerfallen. Dadurch verkleinert sich die spezifische Oberfläche der Blasen und mit dieser auch die Flotationsgeschwindigkeit, was besonders für die behinderte Flotation einen merklichen Einfluß erwarten läßt.

Auch dieser Vorgang läßt sich mit einigen Vereinfachungen z.B. der Vernachlässigung des Schaumzerfalls an der Grenzfläche zur umgebenden Luft rechnerisch behandeln:

$\dot{r}_T$ sei der Massenstrom aus der Trübe in die Schaumschicht, $\dot{r}_R$ der Rückstrom in umgekehrter Richtung und $\dot{r}$ die aus der Beziehung

$$\dot{r} = \dot{r}_T - \dot{r}_R \quad (2.26)$$

resultierende Flotationsgeschwindigkeit der Zelle (Abb. 2.3)

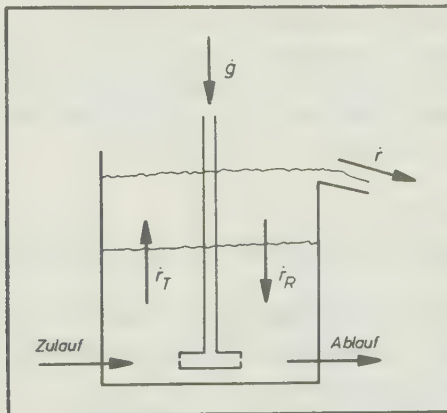


Abb. 2.3 Feststoffbilanz innerhalb einer Zelle

Für $\dot{r}_T$ gilt Gl. (2.25) und, wenn der Rückstrom vernachlässigt wird, ist definitionsgemäß

$$\dot{r} = \dot{r}_T \quad (2.27)$$

Die Vorgänge in der Schaumphase, die zu einem teilweisen Rückfall des Korns führen, kann man sich folgendermaßen vorstellen:

Im Schaum befinden sich die Blasen sehr viel dichter beieinander als in der Trübe, und deshalb wird die Koaleszenz nicht mehr zu vernachlässigen sein. Damit verringert sich der Grenzfächendurchsatz $\dot{a}$ in der Trübe auf den Wert $\dot{a}_s$ im Schaum. Sind die in den Schaum eintretenden Blasen schon weitgehend beladen und/oder ist die Koaleszenz dort ausreichend groß, dann reicht die Blasenoberfläche nicht mehr aus, um alle Körner auszutragen, und die an der Fläche

$$\dot{a}_R = \dot{a}_b - \dot{a}_s \quad (2.28)$$

haftenden Körner werden verdrängt und fallen zurück in die Trübe. Gl. (2.28) gilt jedoch nur, wenn $\dot{a}_b \geq \dot{a}_s$ ist. Für $\dot{a}_b < \dot{a}_s$ ist $\dot{a}_R = 0$; Gl. (2.28) würde dann aber negative Werte für $\dot{a}_R$ liefern, was jedoch nicht sinnvoll wäre, da kein zusätzlicher Massenstrom aus der Trübe in den Schaum auftritt. Diese Schwierigkeit kann mit der in der Distributionentheorie eingeführten Einheitsprungfunktion⁽²⁶⁾ beseitigt werden. Für den hier betrachteten Fall sei diese Funktion $v(x)$ folgendermaßen definiert:

$$v(x) = 0 \quad \text{für alle } x < 1$$

$$v(x) = 1 \quad \text{für alle } x > 1$$

In Abb. 2.4 ist der Verlauf dieser Funktion graphisch dargestellt. Multipliziert man nun die rechte Seite der Gl. (2.28) mit $v(x)$:

$$\dot{a}_R = (\dot{a}_b - \dot{a}_s) \cdot v(x) \quad (2.29)$$

§ Dieser Fall tritt bei $k \gg c$ auf siehe Gl. (2.15) .

dann gibt sie die Verhältnisse richtig wieder, wenn

$$x = \frac{\dot{a}_b}{\dot{a}_s} \quad (2.30)$$

gesetzt wird.

Für $\dot{a}_s$ gilt:

$$\dot{a}_s = \dot{n}_{Bs} \cdot \pi \cdot d_{Bs}^2 \quad (2.31)$$

($\dot{n}_{Bs}$: Blasenanzahl pro Zeiteinheit im Schaum; d_{Bs} : Durchmesser einer in erster Näherung kugelförmig angenommenen Blase im Schaum)

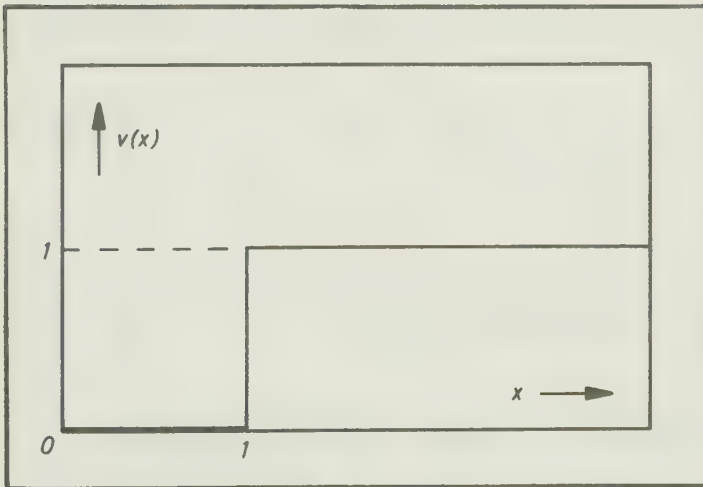


Abb. 2.4 Verlauf der Einheitssprungfunktion

Ist eine Blase der Schaumphase aus W Blasen der Trübe phase entstanden, dann ist

$$\dot{n}_{Bs} = \frac{\dot{n}_B}{W}$$

Da $\dot{g}$ für Trübe und Schaum gleich sein soll, folgt

$$\dot{g} = \dot{g}_T = \dot{g}_S \quad (2.31a)$$

$$\dot{g} = \dot{n}_B \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d_B^3 = \frac{\dot{n}_B}{W} \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d_{Bs}^3$$

und

$$d_{Bs} = \sqrt[3]{W} \cdot d_B$$

Damit ist Gl. (2.31)

$$\dot{a}_S = \frac{\dot{n}_B}{W} \cdot \pi \cdot W^{2/3} \cdot d_B^2$$

$$\dot{a}_S = \pi \cdot \dot{n}_B \cdot W^{-1/3} \cdot d_B^2 \quad (2.32)$$

Gl. (2.15, 2.32) und

$$\dot{a} = \dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2 \quad (2.33)$$

in Gl. (2.30) eingesetzt ergibt:

$$x = \frac{\dot{a} \cdot p'}{\pi \cdot \dot{n}_B \cdot W^{-1/3} \cdot d_B^2} = \frac{\dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2 \cdot p'}{\pi \cdot \dot{n}_B \cdot W^{-1/3} \cdot d_B^2}$$

$$x = p' \cdot \sqrt[3]{W} \quad (2.34)$$

und in Gl. (2.29) eingesetzt:

$$\dot{a}_R = (\dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2 \cdot p' - \dot{n}_B \cdot \pi \cdot W^{-1/3} \cdot d_B^2) \cdot v(x)$$

$$\dot{a}_R = \dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2 \cdot (p' - W^{-1/3}) \cdot v(x)$$

Mit Gl. (2.19, (2.24) und (2.34)

$$\begin{aligned} \dot{a}_R &= \frac{\pi \cdot 6 \cdot \dot{g}}{\pi \cdot d_B} \cdot d_B^2 \cdot p' \cdot \left(1 - \frac{1}{x}\right) \cdot v(x) \\ \dot{a}_R &= \frac{6 \cdot \dot{g}}{d_B^* \cdot \sqrt[3]{\frac{\dot{g}}{g^*}}} \cdot p' \cdot \left(1 - \frac{1}{x}\right) \cdot v(x) \\ \dot{a}_R &= \frac{6 \sqrt[3]{\dot{g}^*}}{d_B^*} \cdot \dot{g}^{2/3} \cdot p' \cdot \left(1 - \frac{1}{x}\right) \cdot v(x) \end{aligned} \quad (2.35)$$

Für $\dot{r}_R$ gilt:

$$\dot{r}_R = \dot{n}_{KR} \cdot M_K = \dot{n}_{KR} \cdot V_K \cdot \varrho_K \quad (2.36)$$

($\dot{n}_{KR}$: Anzahl der pro Zeiteinheit zurückfallenden Körner)

$$\dot{n}_{KR} = \frac{\dot{a}_R}{a_K} \quad (2.37)$$

$$\dot{r}_R = \frac{\dot{a}_R}{a_K} \cdot V_K \cdot \varrho_K$$

Mit Gl. (2.21) und (2.22):

$$\dot{r}_R = \dot{a}_R \cdot \frac{\pi \cdot d_K^3}{6 \cdot d_K^2} \cdot \varrho_K = \frac{\pi}{6} \cdot \dot{a}_R \cdot h$$

Gl. (2.35), (2.25b):

$$\dot{r}_R = \frac{\pi}{6} \cdot \frac{6 \cdot \sqrt[3]{\dot{g}^*}}{d_B} \cdot \dot{g}^{2/3} \cdot B' \cdot \left(1 - \frac{1}{x}\right) \cdot v(x)$$

$$\dot{r}_R = \frac{\pi \cdot \sqrt[3]{\dot{g}^*}}{d_B} \cdot \dot{g}^{2/3} \cdot B' \cdot \left(1 - \frac{1}{x}\right) \cdot v(x)$$

$$\dot{r}_R = \dot{G} \cdot B' \cdot \left(1 - \frac{1}{x}\right) \cdot v(x) \quad (2.38)$$

Setzt man schließlich Gl. (2.25) und (2.38) in (2.26) ein, dann ist

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot B' \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x}\right) \cdot v(x)\right] \quad (2.39)$$

Diese Gleichung besagt ebenfalls, daß die Flotationsgeschwindigkeit gleich Grenzflächendurchsatz mal Beladung ist, hier jedoch mit der Beladung im Schaum, die sich von jener in der Trübe (B') durch den in eckigen Klammern geschriebenen Faktor unterscheidet, der nur den Bedeckungsgrad p' und die Koaleszenzzahl W enthält.

Der Gültigkeitsbereich von Gl. (2.39) zerfällt in drei Sonderfälle, die hier näher betrachtet seien:

a) Wenn die dimensionslose Größe

$$x = \frac{\dot{a}_b}{\dot{a}_s} = p' \cdot \sqrt[3]{W} < 1$$

ist, dann geht Gl. (2.39) wegen $v(x) = 0$ in

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot B' = \dot{G} \cdot h \cdot p'$$

über (siehe Gl. (2.25)). Es fällt also - trotz Koaleszenz im Schaum - kein Korn in die Trübe zurück.

Dies tritt z.B. dann ein, wenn trotz $k \ll c$ (starke Mineralisierung der Blasen $p' \rightarrow 1$) W so klein ist (geringe Koaleszenz), daß $x < 1$ bleibt (p' kann höchstens gleich 1 sein). Andererseits kann bei geringer Mineralisierung ($k \gg c$) W recht groß werden, wenn nur $x < 1$ bleibt. Physikalisch bedeutet dies, daß sich die gesamte Grenzfläche im Schaum bis auf den Betrag der besetzten Fläche in der Trübe durch Koaleszenz verringern kann, ehe Korn verdrängt wird und zurückfällt.

Beispiel:

Für $k = c$ ($p' = 1/2$; $\dot{a}_b = \dot{a}/2$) folgt für den Grenzfall $x = 1$:

$$1 = \sqrt[3]{W} \cdot \frac{1}{2}$$

$$W = 8$$

W kann also in dem Bereich 1 .. 8 liegen, da Korn erst dann zurückfällt, wenn $W > 8$ ist.

b) Mit $x > 1$ reduziert sich Gl. (2.39) wegen $v(x) = 1$ zu

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot \frac{h}{\sqrt[3]{W}} \quad (2.40)$$

d.h., $\dot{r}$ ist nun unabhängig von der Beladung B' , aber eine Funktion von W . Der Bedeckungsgrad p' beeinflusst $\dot{r}$ nur noch, indem er mit W über x die Lage der Sprungstelle bestimmt, an welcher der Rückfall des Kornes aus dem Schaum in die Trübe beginnt. Im Falle $x > 1$ spielen also diejenigen Faktoren, die für W signifikant sind (z.B. Schaumstabilität und Verweilzeit des Schaumes auf der Trübe) die Hauptrolle, neben den in $\dot{G}$ enthaltenen Größen; mit anderen Worten, es liegt eine durch Rückstrom bedingte behinderte Flo-tation vor.

c) Im Falle $x = 1$ folgt aus Gl. (2.34)

$$p' = \frac{1}{\sqrt[3]{W}} \quad (2.41)$$

Mit Gl. (2.25) oder mit Gl. (2.41) ergibt sich aus Gl. (2.40) der gleiche Ausdruck

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot B' = \dot{G} \cdot \frac{h}{\sqrt[3]{W}}$$

Gl. (2.25) und Gl. (2.40) liefern also bei $x = 1$ das gleiche Ergebnis, was zu erwarten war, denn dann ist $\dot{a}_p = \dot{a}_s$, d.h., die Grenzfläche im Schaum reicht gerade noch aus, um alle Körner auszutragen; $\dot{a}_s$ ist dann vollständig besetzt.

Für eine Unabhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit von der Konzentration (behinderte Flotation) können demzufolge zwei verschiedene Mechanismen verantwortlich sein: Erstens der bereits in Abschnitt 2.2.1 geschilderte Fall, bei dem die Luftblasen schon innerhalb der Trübe weitgehend mineralisiert sind ($c \gg k$). Zweitens der hier unter b) behandelte Fall, bei dem eine vollständige Bedeckung der Blasen erst im Schaum durch eine ausreichend hohe Koaleszenz erreicht wird ($x > 1$).

2.2.3 Zweistoffsystem ohne Berücksichtigung des Rückstroms aus dem Schaum

Die bisher behandelte Flotation einer einzigen Kornsorte ist technisch weniger interessant, da im Betrieb fast stets mindestens zwei verschiedene Stoffe voneinander zu trennen sind. Es sei deshalb der Fall betrachtet, bei dem zwei in Korngröße, Dichte und Hydrophobie unterscheidbare Partikelsorten in der Trübe vorliegen. Der Rückstrom aus dem Schaum sei auch hier zunächst nicht betrachtet. Die im einzelnen im Anhang 1 ausgeführte Rechnung führt zu folgenden Beziehungen:

Für die Summe der Flotationsgeschwindigkeiten beider Stoffe

$$\dot{r}_T = \dot{G} \cdot B \quad (2.59)$$

Für die Flotationsgeschwindigkeiten der einzelnen Stoffe

$$\dot{r}_{1T} = \dot{G} \cdot B_1 \quad (2.60)$$

$$\dot{r}_{2T} = \dot{G} \cdot B_2 \quad (2.61)$$

und für die Selektivität, bezogen auf den Stoff 1

$$f_{1T} = \frac{B_1}{B} = \frac{1}{1 + \frac{h_2 c_2 k_1}{h_1 c_1 k_2}} \quad (2.62)$$

Aus Gl. (2.60) und (2.61) geht hervor, daß die Flotationsgeschwindigkeit eines Stoffes nicht nur von der Konzentration und der "Halbwertskonzentration" dieses, sondern auch von den entsprechenden Größen des anderen Stoffes beeinflußt wird, denn in B_1 steht z.B. nicht nur c_1 und k_1 , sondern auch c_2 und k_2 . Für kinetische Untersuchungen in Zweistoffsystemen sind also beide Komponenten zu berücksichtigen.

Mit der vereinfachenden Annahme $h_1 = h_2$ (beide Partikel-sorten haben gleiche Dichte und Korngröße) erhält man für die Selektivität

$$f_{1T} = \frac{p_1}{p} = \frac{1}{1 + \frac{k_1 c_2}{k_2 c_1}} \quad (2.63)$$

Der Konzentratgehalt ist also - unter Beachtung der vereinfachenden Annahmen - nur vom Konzentrationsverhältnis und dem Verhältnis der Haftkräfte der beiden Stoffe abhängig, was unmittelbar einleuchtet.

2.2.4 Zweistoffsystem mit Berücksichtigung des Rückstroms aus dem Schaum

Zur rechnerischen Beschreibung des Rückstroms aus dem Schaum in die Trübe seien zunächst zwei Grenzfälle behandelt.

Im ersten Fall wird angenommen, daß bei ausreichender Koaleszenz im Schaum beide Kornsorten gleichmäßig, d.h. entsprechend ihrem Anteil auf den Blasen in der Trübe, verdrängt werden. Hierbei erfolgt keine zusätzliche Anreicherung der Kornsorte 1 im Schaum.

Im zweiten Grenzfall sollen solange nur Körner der weniger hydrophoben Komponente 2 (infolge Grenzflächenverminderung) durch die fester haftenden Körner der Sorte 1 verdrängt werden, wie noch Partikel der Sorte 2 "adsorbiert" sind. Sind alle Körner der Sorte 2 zurückgefallen, dann sollen auch solche der Sorte 1 verdrängt werden. In diesem Falle ist eine zusätzliche Anreicherung der Komponente 1 im Schaum zu erwarten.

In der Praxis wird man ein Verhalten zwischen beiden Grenzfällen erwarten. Deshalb werden schließlich Beziehungen hergeleitet, die beide Grenzfälle einschließen und für den Zwischenbereich gelten.

Behandlung des ersten Grenzfalles:

In Abb. 2.5 ist dieser graphisch veranschaulicht. Auf der Abszisse ist das Verhältnis x der besetzten Fläche in der Trübe ($\dot{a}_b$) zu der im Schaum zur Verfügung stehenden Grenzfläche ($\dot{a}_s$), auf der Ordinate die infolge der Koaleszenz verschwindende besetzte Fläche $\dot{a}_R = (\dot{a}_b - \dot{a}_s) \cdot v(x_1)$ aufgetragen, wobei zu beachten ist, daß $\dot{a}_R$ nicht negativ werden kann (vgl. Abschnitt 2.2.2).

An der Stelle $x_1 = 1$ ist $\dot{a}_b = \dot{a}_s$, d.h. $\dot{a}_s$ reicht gerade noch aus, um alle aus der Trübe in den Schaum transportieren Partikel auszutragen. Ist $x_1 > 1$, dann soll auch $\dot{a}_b > \dot{a}_s$ sein, es fällt also Korn zurück. Daraus folgt mit $\dot{a}_b = \dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b}$ ($\dot{a}_b$: Summe der von den beiden Komponenten besetzten Flächen)

$$x_1 = \frac{\dot{a}_b}{\dot{a}_s} = \frac{\dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b}}{\dot{a}_s} \quad (2.64)$$

Da für $x_1 > 1$ die Partikel im Verhältnis ihrer Besetzungen verdrängt werden sollen, gilt:

$$\dot{a}_R = (\dot{a}_b - \dot{a}_s) \cdot v(x_1) \quad (2.65)$$

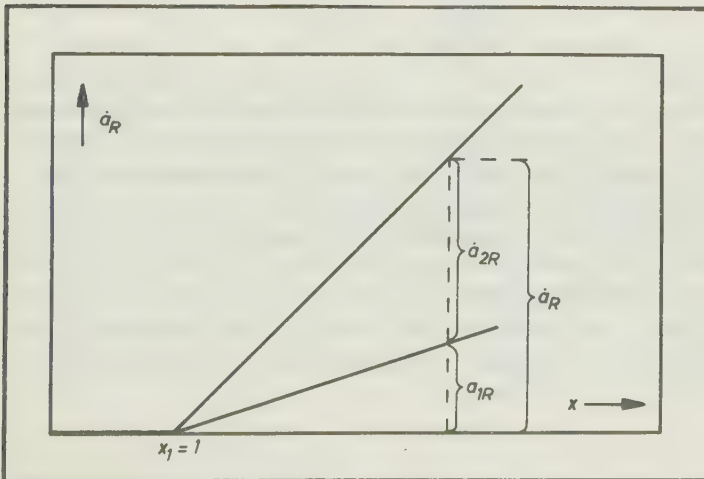


Abb. 2.5

$$\dot{a}_{1R} = (\dot{a}_b - \dot{a}_s) \cdot \frac{\dot{a}_{1b}}{\dot{a}_b} \cdot v(x_1)$$

$$\dot{a}_{1R} = \dot{a}_{1b} \left(1 - \frac{\dot{a}_s}{\dot{a}_b}\right) \cdot v(x_1) \quad (2.66)$$

$$\dot{a}_{2R} = (\dot{a}_b - \dot{a}_s) \cdot \frac{\dot{a}_{2b}}{\dot{a}_b} \cdot v(x_1)$$

$$\dot{a}_{2R} = \dot{a}_{2b} \left(1 - \frac{\dot{a}_s}{\dot{a}_b}\right) \cdot v(x_1) \quad (2.67)$$

Die weitere Rechnung ist im Anhang 2.1 wiedergegeben.

Die Ergebnisse lauten folgendermaßen:

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot B \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)\right] \quad (2.73)$$

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)\right] \quad (2.74)$$

$$f_1 = \frac{B_1}{B} = \frac{1}{1 + \frac{h_2 c_2 k_1}{h_1 c_1 k_2}} \quad (2.75)$$

Für $x_1 < 1$, d.h. ausreichendes Grenzflächenangebot im Schaum und deshalb kein Rückstrom in die Trübe, gehen alle Gleichungen in diejenigen über, die unter Vernachlässigung des Rückstroms hergeleitet wurden (Abschnitt 2.2.3, Gl. (2.59), (2.60), (2.62)), was unmittelbar einleuchtet.

Ist $x_1 > 1$, dann folgt aus Gl. (2.73):

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot B \cdot \frac{1}{x_1}$$

und mit der Vereinfachung $h_1 = h_2$ (gleiche Korngröße und Dichte der Teilchen):

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot \frac{h_1}{\sqrt[3]{W}}$$

(vgl. Gl. (2.40)).

Aus Gl. (2.74) wird

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot \frac{p_1}{p} \cdot \frac{1}{\sqrt[3]{W}} = \dot{G} \cdot \frac{1}{1 + \frac{k_1 c_2}{k_2 c_1}} \cdot \frac{1}{\sqrt[3]{W}}$$

d.h., die Flotationsgeschwindigkeit des Stoffes 1 hängt bei Rückstrom aus dem Schaum - im Gegensatz zu derjenigen der Summe beider Stoffe - von den Bedeckungen p_1 und p ab, was einzusehen ist, da der Stoff 2 ebenfalls Grenzfläche beansprucht.

Die Flotationsgeschwindigkeiten werden um so kleiner, je stärker die Blasen beim Eintritt in den Schaum bedeckt sind und je größer die Koaleszenz im Schaum ist.

Wie zu erwarten, ist die Selektivität (Gl. 2.75) unabhängig von den Vorgängen im Schaum.

In Abb. 2.6 ist der zweite idealisierte Grenzfall graphisch veranschaulicht. Wieder ist auf der Abszisse das Verhältnis x der besetzten Fläche in der Trübe ($\dot{a}_b$) zu der gesamten zur Verfügung stehenden Grenzfläche im Schaum ($\dot{a}_s$) auf der Ordinate a_R aufgetragen.

Im Bereich $\dot{a}_b/\dot{a}_s = 0 \dots 1$ ist $\dot{a}_s \geq \dot{a}_b$. Die Grenzfläche im Schaum reicht also wieder aus, um alle Körner aus der Zelle auszutragen und x_1 ist kleiner als eins oder höchstens gleich eins. Überschreitet x_1 jedoch diesen Wert, dann reicht $\dot{a}_s$ nicht mehr für alle Körner aus und ein Teil fällt zurück.

Für $x_1 = 1$ ist also $\dot{a}_b = \dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b} = \dot{a}_s$ und demzufolge gilt

$$x_1 = \frac{\dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b}}{\dot{a}_s} = \frac{\dot{a}_b}{\dot{a}_s} \quad (2.64)$$

wie im ersten Fall.

Im Bereich $x_1 \dots x_2$ soll nur Korn der Sorte 2 verdrängt werden, bis dieses bei $x_2 = 1$ vollständig zurückgefallen ist. Überschreitet x_2 den Wert 1, dann wird auch Korn der Sorte 1 verdrängt. Für $x_2 = 1$ gilt also $\dot{a}_{1b} = \dot{a}_s$ ($\dot{a}_{1b}$: vom Korn der Sorte 1 auf den Blasen in der Trübe besetzte Fläche) und

$$x_2 = \frac{\dot{a}_{1b}}{\dot{a}_s}$$

Im Bereich $x_2 > 1$ wird die Kornsorte 2 vollständig und die Sorte 1 soweit verdrängt, wie $\dot{a}_s$ gegenüber $\dot{a}_b$ vermindert ist.

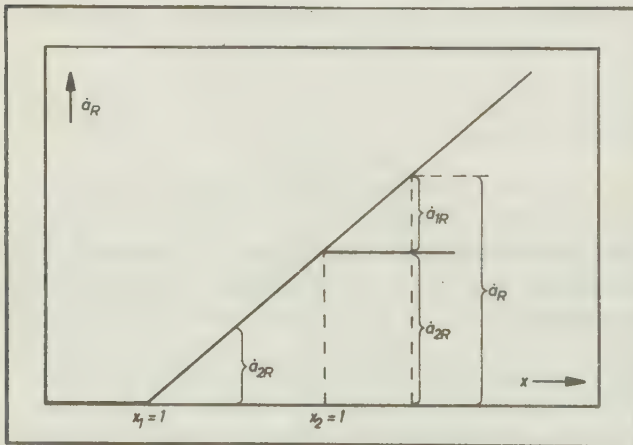


Abb. 2.6

Die weitere Rechnung ist im Anhang 2.2 wiedergegeben. Es ergeben sich folgende Resultate:

Für die Flotationsgeschwindigkeit des Stoffes 1

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x_2} \right) \cdot v(x_2) \right] \quad (2.76)$$

für die Selektivität

$$f_1 = \frac{B_1}{B} \cdot \frac{1 - \left(1 - \frac{1}{x_2} \right) \cdot v(x_2)}{1 - \left(1 - \frac{1}{x_1} \right) \cdot v(x_1)} \quad (2.77)$$

Für die Diskussion sei wieder die Vereinfachung $h_1 = h_2$ eingeführt. Damit ändert sich Gl. (2.76) nicht, aber aus Gl. (2.77) wird:

$$f_1 = \frac{p_1}{p} \cdot \frac{1 - \left(1 - \frac{1}{x_2} \right) \cdot v(x_2)}{1 - \left(1 - \frac{1}{x_1} \right) \cdot v(x_1)} \quad (2.78)$$

Nun können wieder verschiedene Fälle unterschieden werden, je nach Größe der x-Werte:

a) $x_1 < 1$ und $x_2 < 1$

$$\text{d.h.: } v(x_1) = v(x_2) = 0$$

Physikalisch bedeutet dies, daß die Grenzfläche im Schaum (a_s) (z.B. wegen geringer Koaleszenz) größer ist als die besetzte Grenzfläche in der Trübe (a_b); es fällt also kein Korn zurück in die Trübe.

Aus Gl. (2.76) wird

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot B_1 \quad (2.79)$$

und aus Gl. (2.78)

$$f_1 = \frac{p_1}{p} = \frac{1}{1 + \frac{k_1 c_2}{k_2 c_1}}$$

Da kein Rückstrom auftritt, müssen diese Ergebnisse mit denjenigen aus Abschnitt 2.2.3, wo dieser Rückstrom nicht betrachtet wurde, identisch sein (Gl. (2.60) und (2.63) mit $h_1 = h_2$), was auch der Fall ist.

b) $x_1 > 1$; $x_2 < 1$

d.h.: $v(x_1) = 1$; $v(x_2) = 0$

Damit wird aus Gl. (2.76)

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot B_1 \quad (2.80)$$

Gl. (2.80) ist identisch mit der unter a) erhaltenen Gl. (2.79). Dies ist leicht einzusehen, da in dem hier betrachteten Bereich nur die Kornsorte 2 verdrängt wird, die Flotationsgeschwindigkeit der Sorte 1 aber unbeeinflusst bleibt.

Aus Gl. (2.78) ergibt sich

$$f_1 = x_2 = p_1 \cdot \sqrt[3]{W}$$

Infolge des Rückfalles eines Teiles der Kornsorte 2, der durch die Koaleszenz im Schaum und durch die Beladung bestimmt ist, hängt nun auch die Selektivität von diesen Größen ab. Sie ist umso höher, je mehr die Blasen beim Eintritt in den Schaum mit dem Korn 1 bedeckt (Bedeckungsgrad p_1) sind und je größer die Koaleszenz W ist.

c) $x_1 > 1$; $x_2 > 1$

d.h.: $v(x_1) = v(x_2) = 1$

Hierfür erhält man

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot \frac{h_1}{\sqrt[3]{W}}$$

die der Beziehung (2.40) gleicht, welche für das Einstoffsystem mit $x > 1$ hergeleitet wurde. Da im Schaum jetzt nur noch der Stoff 1 vorhanden ist, sieht man die Gleichheit der beiden Beziehungen leicht ein.

Aus Gl. (2.78) ergibt sich für die Selektivität

$$f_1 = 1$$

d.h., es ist eine vollständige Trennung der beiden Komponenten gelungen. Da im hier betrachteten Sonderfall kein Stoff 2 im Schaum vorhanden ist, war auch dieses Ergebnis zu erwarten.

Abb. 2.7 ist die graphische Darstellung des allgemeinen Falles.

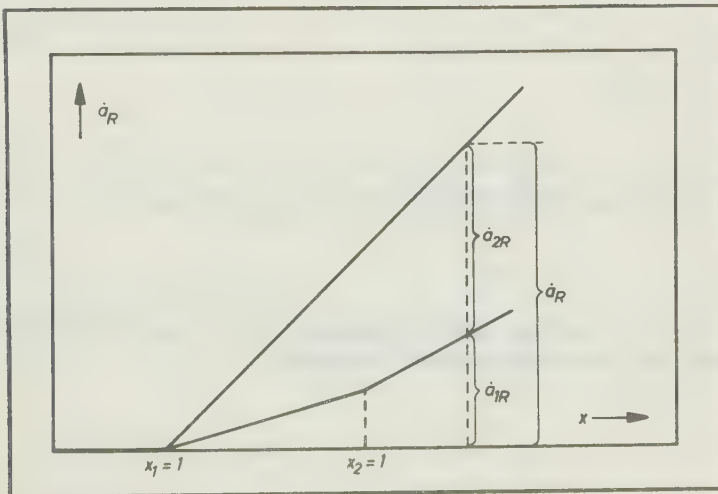


Abb. 2.7

Da die verschiedenen Teilchensorten unterschiedlich hydrophob sind, werden die fester haftenden Körner der Sorte 1 weniger leicht verdrängt als diejenigen der Sorte 2. Als Maß hierfür sei die Größe β eingeführt, die von k_1 und k_2 derart abhängt, daß für $k_1 = k_2$ $\beta = 1$, für $\frac{k_1}{k_2} = 0$ $\beta = 0$ ist. $\beta = 1$ entspricht also dem ersten, $\beta = 0$ dem zweiten Grenzfall.

Abb. 2.7 ist

$$\dot{a}_{1R} = \beta \cdot (\dot{a}_b - \dot{a}_s) \cdot \frac{\dot{a}_{1b}}{a_b} \cdot v(x_1) + (1-\beta) \cdot (\dot{a}_{1b} - \dot{a}_s) \cdot v(x_2)$$

zu entnehmen. Daraus ergibt sich mit den bereits für die einzelnen Grenzfälle erhaltenen Ergebnissen:

$$\begin{aligned} \dot{r}_{1R} &= \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left[\beta \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) + (1-\beta) \cdot \left(1 - \frac{1}{x_2}\right) \cdot v(x_2) \right] \\ \dot{r}_1 &= \dot{r}_{1T} - \dot{r}_{1R} \\ \dot{r}_1 &= \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left\{ 1 - \left[\beta \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) + (1-\beta) \cdot \left(1 - \frac{1}{x_2}\right) \cdot v(x_2) \right] \right\} \end{aligned} \quad (2.81)$$

$$f_1 = \frac{\dot{r}_1}{\dot{r}}$$

$$f_1 = \frac{B_1}{B} \cdot \frac{1 - \left[\beta \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) + (1-\beta) \left(1 - \frac{1}{x_2}\right) \cdot v(x_2) \right]}{1 - \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)} \quad (2.82)$$

Mit $\beta = 1$ folgt aus den Gleichungen (2.81) und (2.82) der erste, mit $\beta = 0$ der zweite Grenzfall.

2.2.5 Erweiterung auf ein System mit m Komponenten

Die in Abschnitt 2.2.3 gezeigte Behandlung eines Zweistoffsystems ohne Berücksichtigung des Rückstroms aus dem Schaum kann folgendermaßen auf ein System mit m Komponenten verallgemeinert werden.

Es sind m Gleichgewichte und deshalb m Gleichungen zu betrachten:

$$(\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c_1 = k_1 \cdot \dot{a}_{1b}$$

$$(\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c_2 = k_2 \cdot \dot{a}_{2b}$$

.
.
.

$$(\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c_m = k_m \cdot \dot{a}_{mb}$$

Mit

$$\dot{a}_b = \dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b} + \dots + \dot{a}_{mb}$$

lauten diese:

$$\dot{a} - \dot{a}_{1b} - \dot{a}_{2b} - \dots - \dot{a}_{mb} = \frac{k_1}{c_1} \cdot \dot{a}_{1b}$$

.
.
.

$$\dot{a} - \dot{a}_{1b} - \dot{a}_{2b} - \dots - \dot{a}_{mb} = \frac{k_m}{c_m} \cdot \dot{a}_{mb}$$

oder, anders angeordnet:

$$\dot{a}_{1b} \left(1 + \frac{k_1}{c_1}\right) + \dot{a}_{2b} + \dots + \dot{a}_{mb} = \dot{a}$$

$$\dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b} \left(1 + \frac{k_2}{c_2}\right) + \dots + \dot{a}_{mb} = \dot{a}$$

$$\dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b} + \dots + \dot{a}_{mb} = \dot{a}$$

$$\begin{array}{ccccccc} \cdot & & & & & & \cdot \\ \cdot & & & & & & \cdot \\ \cdot & & & & & & \cdot \end{array}$$

$$\dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b} + \dots + \dot{a}_{mb} \left(1 + \frac{k_m}{c_m}\right) = \dot{a}$$

Die zweite von der ersten Gleichung subtrahiert, ergibt

$$\frac{k_1}{c_1} \cdot \dot{a}_{1b} = \frac{k_2}{c_2} \cdot \dot{a}_{2b}$$

Da alle Kornsorten gleichberechtigt sind, gilt ebenso für die i -te Kornsorte:

$$\frac{k_i}{c_1} \cdot \dot{a}_{ib} = \frac{k_1}{c_1} \cdot \dot{a}_{1b}$$

oder

$$\dot{a}_{ib} = \frac{c_i}{k_i} \cdot \frac{k_1}{c_1} \cdot \dot{a}_{1b}$$

Damit ist die erste Gleichung nun

$$\dot{a}_{1b} = \frac{k_1}{c_1} \cdot \left[1 + \sum_{i=1}^m \frac{c_i}{k_i} \right] \cdot \dot{a}$$

$$\dot{a}_{1b} = \frac{\dot{a}}{\frac{k_1}{c_1} \cdot \left[1 + \sum_{i=1}^m \frac{c_i}{k_i} \right]}$$

$$\dot{a}_{1b} = \frac{\dot{a}}{1 + \frac{k_1}{c_1} \cdot \left[1 + \left(\sum_{i=1}^m \frac{c_i}{k_i} \right)_{i \neq 1} \right]}$$

Aus der i-ten Gleichung ergibt sich schließlich 117)

$$\dot{a}_{ib} = \frac{\dot{a}}{\frac{k_i}{c_i} \cdot \left[1 + \sum_{i=1}^m \frac{c_i}{k_i} \right]} = \frac{\dot{a}}{1 + \frac{k_i}{c_i} \cdot \left[1 + \left(\sum_{j=1}^m \frac{c_j}{k_j} \right)_{j \neq i} \right]}$$

(2.83)

Zur Berechnung von $\dot{a}_b$ kann von

$$\dot{a} - \dot{a}_b = \frac{k_i}{c_i} \cdot \dot{a}_{ib}$$

$$\dot{a}_b = \dot{a} - \frac{k_i}{c_i} \cdot \dot{a}_{ib}$$

ausgegangen und Gl. (2.83) eingesetzt werden:

$$\begin{aligned} \dot{a}_b &= \dot{a} \cdot \left[1 - \frac{\frac{k_i}{c_i}}{1 + \frac{k_i}{c_i} \cdot \left[1 + \left(\sum_{j=1}^m \frac{c_j}{k_j} \right)_{j \neq i} \right]} \right] \\ \dot{a}_b &= \dot{a} \cdot \left[1 - \frac{1}{1 + \sum_{i=1}^m \frac{c_i}{k_i}} \right] \end{aligned} \quad (2.84)$$

Durch Vergleich mit den Gleichungen (2.51) .. (2.53) ist erkennbar, daß für das m-Komponentensystem folgende Beziehungen gelten:

$$p_i = \frac{1}{\frac{k_i}{c_i} \cdot \left[1 + \sum_{i=1}^m \frac{c_i}{k_i} \right]}$$

$$p = 1 - \frac{1}{1 + \sum_{i=1}^m \frac{c_i}{k_i}}$$

mit

$$p = \sum_{i=1}^m p_i$$

Für die Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}_{iT}$ des i-ten Stoffes folgt:

$$\dot{r}_{iT} = \dot{G} \cdot B_i \quad (2.85)$$

mit

$$B_i = h_i \cdot p_i$$

und

$$h_i = d_{Ki} \cdot \varrho_{Ki}$$

(d_{Ki} : Korngröße, ϱ_{Ki} : Dichte des i-ten Stoffes)

Für die Flotationsgeschwindigkeit der Summe aller Stoffe:

$$\dot{r}_m = \dot{G} \cdot B$$

mit

$$B = \sum_{i=1}^{i=m} h_i \cdot p_i$$

und für die Selektivität, bezogen auf die i-te Kornsorte:

$$f_i = \frac{B_i}{B} \quad (2.86)$$

2.2.6 Berücksichtigung des in den Schaumlamellen mitflotierten Feststoffes

Bisher wurde angenommen, daß der im Schaum vorhandene Feststoff ausschließlich an der Grenzfläche gas/flüssig "adsorbiert" ist. Tatsächlich bestehen die Schaumlamellen jedoch aus Trübe und enthalten deshalb auch Feststoff, der nicht an der Grenzfläche angelagert ist, aber trotzdem ausgetragen wird.

Eine Abschätzung dieses Anteils kann folgendermaßen erfolgen: Das pro Zeiteinheit ausflotierte Schaumlamellenvolumen $\dot{V}_L$ beträgt:

$$\dot{V}_L = \frac{\dot{a}_s}{2} \cdot \bar{d}_L$$

($\bar{d}_L$: mittlere Dicke der Lamellen)

Davon ist das von den angelagerten Körnern eingenommene Volumen

$$\dot{V}_K = \dot{a}_s \cdot \bar{d}_K \cdot p_s$$

($\bar{d}_K$: mittlerer Korndurchmesser, p_s : Bedeckungsgrad der Grenzfläche im Schaum)

abzuziehen:

$$\dot{V}_s = \dot{V}_L - \dot{V}_K = \dot{a}_s \cdot \left[\frac{\bar{d}_L}{2} - \bar{d}_K \cdot p_s \right]$$

Das Volumen $\dot{V}_s$ ist von Trübe erfüllt, und die zusätzlich ausflotierte Feststoffmenge ist dann

$$\dot{r}_Z = \dot{V}_s \cdot c$$

bzw. für den Stoff 1:

$$\dot{r}_{1Z} = \dot{V}_s \cdot c_1$$

Der Bedeckungsgrad der Grenzfläche im Schaum p_s ergibt sich aus

$$\frac{\dot{a}_b}{\dot{a}_s} = x_1$$

unter Berücksichtigung, daß p_s nicht größer als 1 sein kann, zu

$$p_s = x_1 \cdot (1 - v(x_1)) + v(x_1)$$

Nun ist

$$\dot{r}_Z = \dot{a}_s \cdot \left[\frac{\bar{d}_L}{2} - \bar{d}_K \cdot p_s \right] \cdot c$$

$$\dot{r}_{1Z} = \dot{a}_s \cdot \left[\frac{\bar{d}_L}{2} - \bar{d}_K \cdot p_s \right] \cdot c_1$$

Mit den Gleichungen (2.32), (2.19), (2.24) und (2.25a) folgt:

$$\dot{r}_Z = \frac{6}{\eta} \cdot \dot{G} \cdot \left[\frac{\bar{d}_L}{2} - \bar{d}_K \cdot p_s \right] \cdot c \quad (2.87)$$

$$\dot{r}_{1Z} = \frac{6}{\eta} \cdot \dot{G} \cdot \left[\frac{\bar{d}_L}{2} - \bar{d}_K \cdot p_s \right] \cdot c_1 \quad (2.88)$$

Berücksichtigt man also den Einschluß von Korn innerhalb der Schaumlamellen, dann sind anstatt der Gleichungen (2.26), (2.26a) und (2.27) z.B. beim Zweistoffsystem

$$\dot{r} = \dot{r}_T - \dot{r}_R + \dot{r}_Z$$

$$\dot{r}_1 = \dot{r}_{1T} - \dot{r}_{1R} + \dot{r}_{1Z}$$

$$f_1 = \frac{\dot{r}_{1T} - \dot{r}_{1R} + \dot{r}_{1Z}}{\dot{r}_T - \dot{r}_R + \dot{r}_Z}$$

zu benutzen. Mit wachsendem $\dot{r}_Z$ und $\dot{r}_{1Z}$ vergrößern sich die Flotationsgeschwindigkeiten. Die Selektivität nimmt jedoch ab, wenn $\frac{1}{c} > f_1$ ist, da das Konzentrat dann vom Feststoff der mitflotierten Trübe verdünnt wird. Besonders bei der Flotation einer Trübe mit relativ geringem Wertstoffgehalt des Roherzes und hoher Trübedichte ist mit einem beträchtlichen Einfluß von $\dot{r}_Z$ bzw. $\dot{r}_{1Z}$ auf die Selektivität zu rechnen.

Die Gleichungen (2.87) und (2.88) gelten nur für $x_1 < 1$. Tritt Rückstrom aus dem Schaum auf, dann sind diese noch mit zusätzlichen Termen zu erweitern, da dann auch die verdrängten Körner festgehalten werden können.

2.2.7 Diskussion

Die hergeleiteten Beziehungen enthalten nur eindeutig definierte Größen mit bestimmten physikalischen Bedeutungen. Über die Messung von c , $\dot{g}$ und q ist nichts zu sagen, da deren Meßvorschrift bereits aus ihrer Definition hervorgeht. Die Korngrößen d_{Ki} können z.B. mit Siebschlämmanalysen, Ultraschallsiebungen oder auch - bei größerem Korn - mit normalen Siebanalysen bestimmt werden. Die Dicke der Schaumlamellen erhält man entweder aus dem ausgepaddelten Konzentratvolumen $\dot{V}_S$ (ohne Gasphase), dem Gasdurchsatz, dem Blasendurchmesser und der Koaleszenzzahl nach der Gleichung

$$\bar{d}_L = \frac{1}{3} \cdot \frac{\dot{V}_S}{\dot{g}} \cdot d_B \cdot \sqrt[3]{W}$$

oder durch direkte Messung z.B. durch Einfrieren des Schaumes mit aufgesprühtem flüssigem Stickstoff mit Hilfe eines Meßmikroskopes. Zur Messung der Größe der Luftblasen könnten diese beispielsweise durch ein wassergefülltes Rohr aus der Flotationszelle in einen größeren, wassergefüllten Behälter aus Glas geleitet und dort photographiert werden (Abb. 2.8). Das Rohr wäre dabei so auszulegen, daß die aufsteigenden Gasblasen weder koaleszieren noch zerteilt würden. Durch Variation des Gasdurchsatzes im interessierenden Bereich ließe sich damit auch die Funktion $d_B = d_B(\dot{g})$ festlegen. Hierdurch wäre der Einfluß der Rührercharakteristik (Drehzahl, Durchmesser, konstruktive Einzelheiten) erfaßt, da diese die Flotationsgeschwindigkeit nur über d_B und $\dot{g}$ beeinflussen sollte. Besonders zu beachten ist jedoch die Abhängigkeit der Blasengröße vom Gehalt an Schäumer in der Trübe. Da sich dieser im Konzentrat anreichert, wird sein Gehalt in den einzelnen Zellen einer Kaskade unterschiedlich sein. Bei der Untersuchung einer Kaskade ist es deshalb wichtig, d_B in allen Zellen zu messen.

Die Bestimmung der k_i kann durch Flotationsversuche unter Messung (und Variation) der Konzentrationen c_i und der Flotationsgeschwindigkeiten $\dot{r}_i$ erfolgen (vgl. Abschnitt 3.2). Zur Berechnung der k_i aus den so erhaltenen Versuchsdaten können die k_i z.B. durch Minimierung der Abweichungsquadrate an die der gewählten Versuchstechnik entsprechenden Gleichung z.B. Gl. (2.74) angepaßt werden.

Die Koaleszenzzahl W ist experimentell aus der mittleren Blasengröße in der Trübe und aus jener im ausgepaddelten Schaum bestimmbar. Für Berechnungen technischer Zellen aus Labordaten sollte auch die Abhängigkeit von W von der Schaumstabilität und der Verweilzeit der Blasen zwischen ihrem Eintritt in den Schaum und dem Austritt aus der Zelle bekannt sein, da diese Verweilzeit bei Labor- und technischen Zellen sehr unterschiedlich ist.

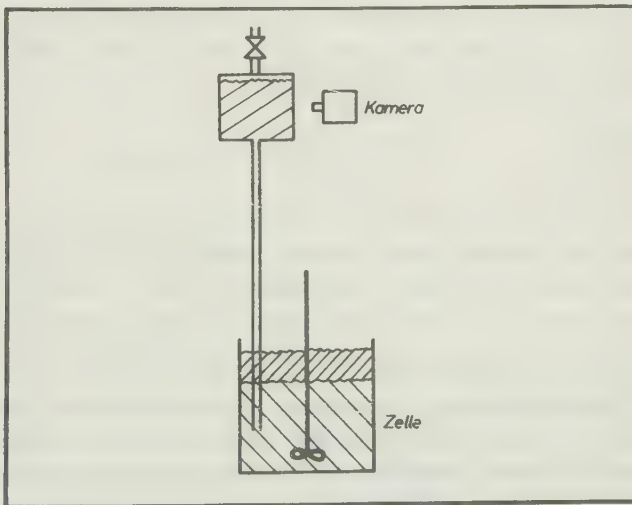


Abb. 2.8 Skizze einer Apparatur zur Messung der Blasengröße in einer Flotationszelle

Obwohl β theoretisch durch die k_1 festgelegt ist, wird es im praktischen Einzelfall empfehlenswert sein, diese Größe durch Vergleich von Flotationsversuchen mit und ohne Ausbildung einer Schaumschicht auf der Trübe experimentell zu bestimmen.

Die Annahme kugelförmiger Gasblasen und Feststoffteilchen dürfte keinen erheblichen Fehler bedeuten.

Die Ergebnisse der Flotationsversuche mit Glasperlen als Modellschubstanz (Abschnitt 3.2.2) zeigen, daß die Annahme eines Gleichgewichtes zwischen sich anlagernden und ablösenden Teilchen für dieses System im Rahmen der Fehlergrenzen zutrifft.

Eine Verallgemeinerung auf andere Systeme ist naheliegend, aber möglicherweise nicht in allen Fällen gerechtfertigt, beispielsweise für extrem feines Korn. Bei Nichtgleichgewicht wäre z.B. beim Einstoffsystem die Gl. (2.14) durch einen Faktor F zu erweitern, der eine Funktion der Verweilzeit der Luftblasen in der Trübe ist:

$$b_1 \cdot (\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c = F \cdot b_2 \cdot \dot{a}_b$$

Zur Bestimmung von F könnten Versuche mit unterschiedlicher Verweilzeit der Blasen in der Trübe dienen. Bei einer zur Einstellung eines Gleichgewichtes ausreichenden Verweilzeit ist $F = 1$.

Eine weitere Vereinfachung ist die Vernachlässigung des Zerfalls der Schaumblasen an der Grenzfläche Schaum-Luft, die nur für einen relativ stabilen Schaum gerechtfertigt ist. Bei instabilem Schaum und/oder einer großen mittleren Verweilzeit des Schaumes auf der Trübe (technische Zelle) muß dieser Vorgang mit in die Betrachtung einbezogen werden. Dann ändert sich Gl. (2.31a) in

$$\dot{g} = \dot{g}_s + \dot{g}_v$$

($\dot{g}_s$: ausgepaddelter Gasdurchsatz, $\dot{g}_v$: Verlustgasdurchsatz)

womit dann weiterzurechnen wäre.

In der Praxis hat man meist mehrere Stoffe flotativ voneinander zu trennen, wobei jeder Stoff in Anteile mit unterschiedlich hydrophobem Korn (verschiedene k -Werte) und Anteile unterschiedlicher Korngröße zerfällt. Zur Behandlung dieses allgemeinen Falles empfehlen sich die Gleichungen (2.85) und (2.86), die zweckmäßig derart modifiziert werden, daß sie Stoffe gleicher Zusammensetzung, aber unterschiedlicher k -Werte und Korngröße zusammenfassen.

Dies sei anhand eines Beispiels verdeutlicht:

In einer Trübe sollen zwei verschiedene Stoffe mit zwei k -Werten und zwei Korngrößen vorliegen.

Dann ist die Flotationsgeschwindigkeit des Stoffes 1:

$$\dot{r}_{1T} = \dot{G} \cdot q_{K1} \cdot (d_{K11} \cdot p_{11} + d_{K12} \cdot p_{12}),$$

diejenige beider Stoffe:

$$\dot{r}_T = \dot{G} \cdot [q_{K1} \cdot (d_{K11} \cdot p_{11} + d_{K12} \cdot p_{12}) + q_{K2} \cdot (d_{K21} \cdot p_{21} + d_{K22} \cdot p_{22})]$$

und die Selektivität

$$f_{1T} = \frac{\dot{r}_{1T}}{\dot{r}_T}$$

Dabei bezeichnet der erste Index den Stoff, der zweite die Hydrophobie und die Korngröße.

Diese Unterteilung ist so weit zu treiben, bis die erhaltene Beziehung die experimentellen Befunde genügend genau beschreibt. Die Anzahl der erforderlichen Unterteilungen wird umso größer, je unterschiedlicher die Stoffe in Hydrophobie und Korngröße sind.

Eine weitere Modifikation der hergeleiteten Beziehungen ist vorzunehmen, wenn die Teilchen in der Trübe, bevor sie sich an die Gasblasen anlagern, untereinander Agglomerate bilden. Dann ist nicht nur mit der Konzentration c der Einzelteilchen, sondern auch mit der Konzentration c_{ag} der agglomerierten Teilchen zu rechnen. Für den Fall, daß die Agglomerate aus zwei Einzelteilchen bestehen und nur diese flotieren, wird aus Gl. (2.25)

$$\dot{r}_{T,ag} = \dot{G} \cdot h \cdot \frac{c_{ag}}{k_{ag} + c_{ag}}$$

Stellt sich ein Gleichgewicht zwischen c und c_{ag} ein, dann ist unter der obigen Voraussetzung $c_{ag} \sim c^2$ und

$$\dot{r}_{T,ag} = \dot{G} \cdot h \cdot \frac{c^2}{k_{ag} + c^2}$$

An die Stelle von c in der ohne Agglomeration gültigen Gleichung ist jetzt c^2 getreten. Für kleine Konzentrationen ist c^2 gegen k_{ag} zu vernachlässigen und man erhält

$$\dot{r}_{T,ag} \sim c^2$$

Möglicherweise lassen sich die von verschiedenen Autoren gefundenen Abhängigkeiten mit Ordnungen $n > 1$ durch Bildung von Agglomeraten erklären.

2.2.8 Berechnung von Flotationszellen

In diesem Abschnitt soll am Beispiel eines Einkomponentensystems skizziert werden, wie die Berechnung von Flotationszellen mit Hilfe der in den vorigen Abschnitten erhaltenen Gleichungen im Prinzip verläuft.

Gegeben sei ein Trübestrom, der einen Feststoffstrom $\dot{q}^{(0)}$ [Feststoffmasse/Zeiteinheit] enthält. Die Konzentration des (hydrophoben) Feststoffes in dieser Trübe sei $c^{(0)}$ [Masse/Trübevolumeneinheit]. Dieser Trübestrom fließe einer Flotationszelle zu, deren Betriebsdaten (g , d_B , W) bekannt seien.

Die sich in der Zelle einstellende Konzentration $c^{(1)}$ ist abhängig von den Eingangsgrößen $\dot{q}^{(0)}$, $c^{(0)}$ und von der ausflotierten Menge $\dot{r}^{(1)}$ sowie deren Konzentration im Schaum $c_s^{(1)}$.

$c_s^{(1)}$ fällt bei der Bestimmung von k in Laborflotationsversuchen mit an und kann deshalb als bekannt vorausgesetzt werden.

Die Funktion $c^{(1)} = c^{(1)} \left[\dot{q}^{(0)}, c^{(0)}, c_s^{(1)} \right]$ ergibt sich aus einer Bilanzierung der Zelle (siehe Abb. 2.9):

Feststoffbilanz:

$$\dot{q}^{(0)} = \dot{r}^{(1)} + \dot{q}^{(1)}$$

Trübevolumenbilanz:

$$\frac{\dot{q}^{(0)}}{c^{(0)}} = \frac{\dot{q}^{(1)}}{c^{(1)}} + \frac{\dot{r}^{(1)}}{c_s^{(1)}}$$

$$\dot{q}^{(1)} = c^{(1)} \cdot \left[\frac{\dot{q}^{(0)}}{c^{(0)}} - \frac{\dot{r}^{(1)}}{c_s^{(1)}} \right] \quad (2.89)$$

Gl. (2.88) in (2.87) eingesetzt:

$$\dot{q}^{(0)} = \dot{r}^{(1)} + c^{(1)} \cdot \left[\frac{\dot{q}^{(0)}}{c^{(0)}} - \frac{\dot{r}^{(1)}}{c_s^{(1)}} \right]$$

und nach $c^{(1)}$ aufgelöst, ergibt:

$$c^{(1)} = \frac{c^{(0)} \cdot (\dot{q}^{(0)} - \dot{r}^{(1)})}{\dot{q}^{(0)} - \dot{r}^{(1)} \cdot \frac{c^{(0)}}{c_s^{(1)}}} \quad (2.90)$$

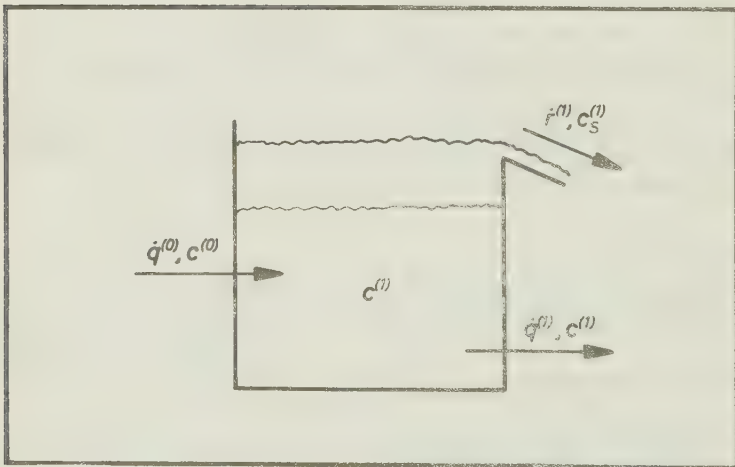


Abb. 2.9 Feststoff- und Trübevolumenbilanz einer Flotationszelle

Gl. (2.90) ist nun in eine dem vorliegenden Fall entsprechende Gleichung (z.B. Gl. (2.74)) einzusetzen und $\overset{\circ}{r}^{(1)}$ auszurechnen. Damit ergibt sich aus Gl. (2.89) der Feststoffstrom des Ablaufs der ersten Zelle, der bei einer Kaskade der Zulauf zur nächsten Zelle ist. Mit $\overset{\circ}{q}^{(1)}$ und $\overset{\circ}{c}^{(1)}$ anstatt $\overset{\circ}{q}^{(0)}$ und $\overset{\circ}{c}^{(0)}$ läßt sich dann die Rechnung für die zweite Zelle durchführen, die $\overset{\circ}{r}^{(2)}$, $\overset{\circ}{q}^{(2)}$ und $\overset{\circ}{c}^{(2)}$ liefert, womit die nächste Zelle berechnet werden kann usw. Besteht der Feststoff nicht aus einheitlich hydrophoben Teilchen, dann wird man zweckmäßig in jeder Zelle mit einem anderen k-Wert arbeiten. Für genauere Rechnungen wird es unter Umständen erforderlich sein, die Teilchen schon in der ersten Zelle in mehrere Gruppen unterschiedlicher Hydrophobie zu unterteilen und Gl. (2.85) zu benutzen.

Der hierbei zu erwartende erhebliche Rechenaufwand legt die Verwendung elektronischer Rechner nahe, zumal sich die Programmierung dadurch vereinfacht, daß für jede Zelle der gleiche Rechengang, aber mit den Ergebnissen der vorhergehenden Zelle, durchzuführen ist.

Die benötigten k-Werte können in Laborversuchen bestimmt werden. Eine Abschätzung der Koaleszenzzahl W als Funktion der Schaumstabilität und der Verweilzeit des Schaumes auf der Trübe, die ihrerseits vom Gasdurchsatz und der Schaumhöhe abhängt, ist ebenfalls im Labor durchzuführen. Dabei ist zu beachten, daß die Schaumstabilität und auch die Gasblasengröße in der Trübe (d_B) in der n-ten Zelle von der Summe $\sum_{i=1}^n \overset{\circ}{r}^{(i)}$ des bis zu dieser Zelle ausflotierten Feststoffmenge abhängen kann, da sich der Schäumer teilweise an der Grenzfläche gas/flüssig anlagert und mit ausflotiert wird. Bei einem starken Einfluß des Schäumers auf die Blasengröße kann sogar in ein und derselben Zelle d_B eine Funktion von $\overset{\circ}{r}$ sein.

3. Experimentelle Untersuchungen zur Flotationskinetik mit einer Laborapparatur

3.1 Versuchstechnik

3.1.1 Beschreibung der Apparatur

Zur experimentellen Ermittlung der Flotationsgeschwindigkeit und Selektivität in Abhängigkeit von verschiedenen Parametern wurde für Versuche im Labormaßstab eine kontinuierlich arbeitende Apparatur aufgebaut, die in Abb. 3.1 skizziert ist.

Die Trübe wurde in den großen, ca. 10 l fassenden Kolben (1) eingefüllt und bis zum Beginn der Flotation durch diesen, den Kühler (2) und den kleinen Kolben (3) von einer Schlauchpumpe (4) im Kreislauf gepumpt. Zusätzlich verhinderte im großen Kolben der Rührer (5) eine Sedimentation. Mit dem Tropftrichter (6) konnten Reagenzien zudosiert werden.

Durch den Schlangenkühler (2) strömte einerseits die Trübe, andererseits thermostatisiertes Wasser, das die Trübe auf konstanter Temperatur hielt. In dem kleinen Kolben (3) befanden sich Meßfühler (7) für Temperatur, pH-Wert, Redoxpotential und elektrische Leitfähigkeit. Außer der Temperatur wurden diese Größen über Meßgeräte (8) von einem Mehrfachpunktdrucker (9) registriert. Der Luftdurchsatz wurde mit einem Rotameter (10) gemessen.

Wenn, soweit erforderlich, die Reagenzien zugegeben und die Einwirkzeiten verstrichen waren, begann die Flotation: Eine Dosierpumpe (11) förderte die Trübe aus dem Kreislauf in eine 1-Liter-Wedagzelle (12). Das ausgepumpte Volumen konnte durch Stickstoff ersetzt werden, um unerwünschte Wirkungen des Luftsauerstoffes zu verhindern. Das Konzentrat wurde von einem motorgetriebenen Paddel ausgebracht. Der Ablauf verließ die Zelle über ein seitlich angebrachtes kleines Wehr. Der Trübevorrat reichte - je nach Durchsatz - für eine 10 bis 20 minütige Flotation aus.

3.1.2 Versuchsablauf

Bei den Laborversuchen mit dem komplexen sulfidischen Erz verlief ein Versuch folgendermaßen:

Eine Trübeprobe wurde dem Betrieb entnommen, in das Labor transportiert und in die Apparatur eingefüllt. Je nach den gewünschten Bedingungen wurden Reagenzien zugegeben und deren Wirkungen über die gemessenen Größen vom Schreiber registriert.

Nach der erforderlichen Einwirkzeit begann der eigentliche Flotationsversuch. Dabei wurden sechs Proben genommen und für jede Probenahme die Zeit gestoppt: zuerst vom Zulauf zur Zelle, dann vom Ablauf, vom Schaum, nochmals von Ablauf und Schaum und schließlich nochmals vom Zulauf.

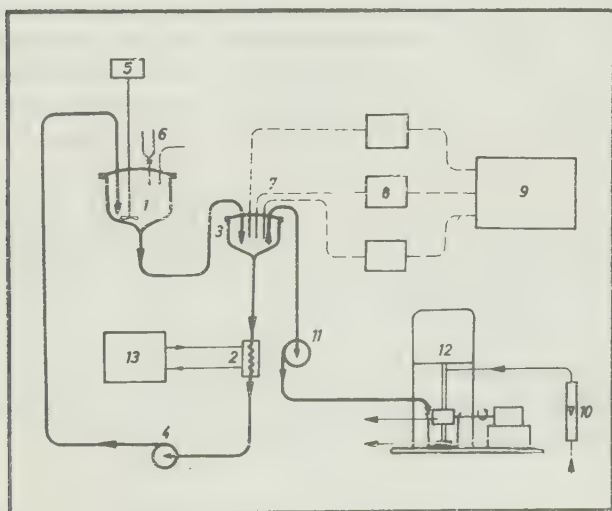


Abb. 3.1 Skizze der kontinuierlich arbeitenden Apparatur (Erläuterung im Text)

Meist reichte der Trübevorrat für zwei Versuche. Bei den Versuchen mit der im Betrieb aufgestellten Laborapparatur erfolgte die Probenahme ebenso, nur war hier der Kolben (1) nicht vorhanden und die Pumpe (4) förderte Trübe vom Zulauf zur Zinkvorflotation durch den Kolben (3), von wo aus sie, wie bei den Laborversuchen, von der Pumpe (11) in die Zelle transportiert wurde.

3.1.3 Probenaufarbeitung und Versuchsauswertung

Die sechs von einem Versuch erhaltenen Proben wurden jeweils gewogen, von der flüssigen Phase abfiltriert, der Feststoff getrocknet, ebenfalls gewogen und der Zinkgehalt naßchemisch bestimmt. Von jeder Probe wurden also vier Daten erhalten: die Zeitdauer der Probenahme, das Trübegewicht, das Feststoffgewicht und der Zinkgehalt.

Die Auswertung der Versuche mit dem komplexen sulfidischen Erz erfolgte auf einem elektronischen Digitalrechner. Es wurden zunächst Feststoff-, Zink-, Zinkblende-, Wasser-, Trübegewichts-, Trübevolumen- und Verunreinigungsdurchsätze sowie Feststoff-, Zink-, Zinkblende- und Verunreinigungskonzentrationen und die entsprechenden Mittelwerte berechnet.

Darauf ermittelte der Rechner die Flotationsgeschwindigkeiten für Zinkblende und Verunreinigungen, jeweils mit Berechnung der relativen Streuungen, um einen Anhaltspunkt über die Zuverlässigkeit der Ergebnisse zu erhalten.

Die Flotationsgeschwindigkeiten wurden auf zwei verschiedene Weisen berechnet: zunächst direkt aus den Konzentratproben und dann aus der Differenz zwischen Zulauf und Ablauf.

3.2 Versuche mit Glasperlen als Modellsubstanz

3.2.1 Beschreibung der Versuche

Zur Überprüfung der kontinuierlich arbeitenden Laborzelle und der im Abschnitt 2.2 vorgeschlagenen theoretischen Betrachtungsweise der Flotationskinetik wurden einige Versuche mit Glasperlen[§] als Modellsubstanz ausgeführt.

Die Trübe wurde durch Suspendieren der Perlen in Methanol und Verdünnung der Aufschlammung mit im Vakuum entgastem Wasser hergestellt. Wegen der natürlichen Flotierbarkeit der Glasperlen in der so hergestellten Trübe war kein Sammlerzusatz erforderlich. Auch auf einen Schäumer konnte verzichtet werden, da der Schaum hinreichend stabil war und sich gut auspaddeln ließ. Die Versuche wurden nach dem in Abschnitt 3.1.2 beschriebenen Verfahren durchgeführt. Konstant waren bei allen Versuchen die Temperatur (20°C) und der Trübezulaufdurchsatz (≈ 1 l/min). Variiert wurden:

der Feststoffgehalt der Trübe in der Zelle durch Veränderung der Zulauftrübedichte;

der Luftdurchsatz;

die Paddeldrehzahl;

die Rührerdrehzahl (Umfangsgeschwindigkeit);

die Nennkorngröße.

§ Hersteller: Schalker Glasmanufactur, Gelsenkirchen

Nenngrößen <50 μ und 40..80 μ

3.2.2 V Versuchsergebnisse und deren Vergleich mit der Theorie

3.2.2.1 Der Einfluß der Trübedichte, des Luftdurchsatzes und der Korngröße

In Abb. 3.2 ist die experimentell ermittelte Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeiten r_T [g/min] von Glasperlen der Nenngröße 40..80 μ (Punkte) und die nach Gleichung (2.25) errechneten Flotationsgeschwindigkeiten wiedergegeben. Die Berechnung erfolgte aus den experimentell erhaltenen Daten nach der Methode der minimalen Abweichungsquadrate auf einem elektronischen Digitalrechner mit dem von MARQUARDT¹⁰³⁾ angegebenen Programm. Sind alle unabhängigen Größen der Gl. (2.25), ausgenommen k , hinreichend genau bekannt und ist die Gültigkeit der Gleichung erwiesen, dann ist mit einer solchen Rechnung nur noch die Konstante k zu ermitteln.

Da diese Voraussetzungen hier jedoch noch nicht erfüllt waren, wurden nicht nur k , sondern auch der Exponent von g , für den die Theorie im Falle einer Vergrößerung der Luftblasen bei wachsendem Luftdurchsatz g den Wert $2/3$ fordert und der Fak-

$$\text{tor } \frac{\pi \cdot \sqrt[3]{g^*}}{d_B} \cdot d_K \cdot \varrho_K \text{ ermittelt.}$$

Die beste Anpassung ergab für den Exponenten den Wert 0,567 ($\pm 30\%$), also einen um ca. 18% niedrigeren als den theoretischen Betrag, der aber noch im Bereich der Fehlergrenzen liegt und deshalb der Annahme nicht widerspricht, daß bei einer Änderung des Luftdurchsatzes nur die Größe der Blasen, nicht aber deren Anzahl variiert. Der Zahlenwert des Faktors

$$\frac{\pi \cdot \sqrt[3]{g^*}}{d_B} \cdot d_K \cdot \varrho_K \text{ wurde vom Rechner zu } 260 (\pm 10\%) \text{ an die}$$

experimentellen Ergebnisse angepaßt. Mit den Werten $g^* = 1,35$ l/min, $d_B^* = 2,0$ mm, $d_K = 0,06$ mm und $\varrho_K = 2,5$ g/ml ergibt sich ebenfalls 260, eine Übereinstimmung mit der Theorie, die sicher nur zufällig ist, da d_B^* und d_K nicht gemessen, sondern nur geschätzt wurden und für beide Größen keine festen

Werte, sondern Verteilungsfunktionen gelten. Die der theoretischen Betrachtung in Kapitel 2.2 zugrundeliegende Annahme eines Gleichgewichtes zwischen sich anheftenden und wieder loslösenden Körnern scheint bei diesen Versuchen zuzutreffen.

Für die Halbwertskonzentration k wurde ein Wert von 40 ($\pm 17\%$) g/l erhalten, d.h., bei einer Konzentration von $c = k = 40$ g Glaskugeln pro Liter Trübe ist gerade die Hälfte der Blasenoberfläche von den haftenden Teilchen bedeckt.

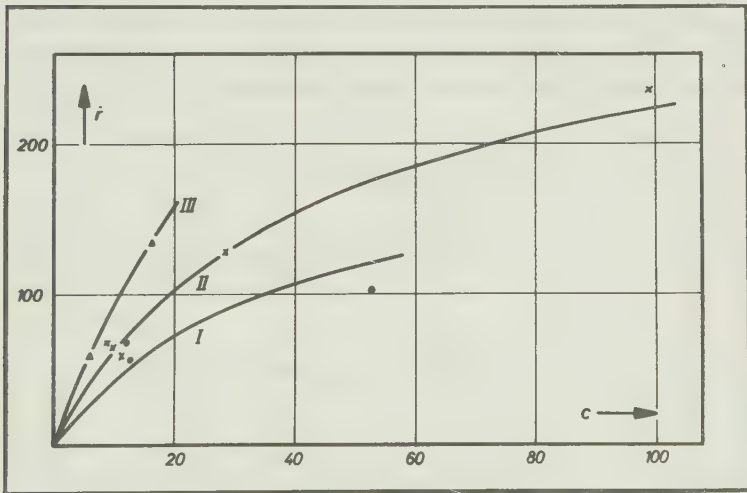


Abb. 3.2 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}$ [g/min] von Glaskugeln der Nenngröße 40..80 μ von deren Konzentration c in der ablaufenden Trübe [g/l Trübe] mit dem Luftdurchsatz als Parameter. Kurve I($\bullet$): $\dot{g} = 0,7$; Kurve II($\times$): $\dot{g} = 1,35$; Kurve III(Δ): $\dot{g} = 2,9$ l Luft/min; $\bullet, \times, \Delta$: experimentelle Ergebnisse; ausgezogene Kurven: theoretische Berechnungen.

Abb. 3.3 zeigt die Ergebnisse der mit Glaskugeln $< 50 \mu$ wiederholten Versuche. Der angepaßte Exponent hat hier den Wert $0,646 (\pm 13\%)$, stimmt also noch besser mit dem theoretischen Wert von $2/3$ überein als bei den vorigen Versuchen. Der vom

Rechner erhaltene Zahlenwert des Faktors $\frac{\pi \cdot \sqrt[3]{g^*}}{d_B^*} \cdot d_K \cdot \varrho_K$

beträgt $160 (\pm 3\%)$, jener aus den Werten $g^* = 1,35 \text{ l/min}$, $d_B^* = 2 \text{ mm}^{\S}$, $d_K = 0,035 \text{ mm}^{\S}$ und $\varrho_K = 2,5 \text{ g/ml}$ ermittelte 153 . k beträgt $36 (\pm 6\%) \text{ g/l}$, ist also etwas kleiner als bei den größeren Glaskugeln; möglicherweise dadurch bedingt, daß die Scherkräfte infolge Turbulenz bei kleineren Teilchen geringer sind und diese deshalb bei gleicher Hydrophobie fester haften. Es kann also auch hieraus gefolgert werden, daß die Versuchsergebnisse mit der Theorie erklärbar sind.

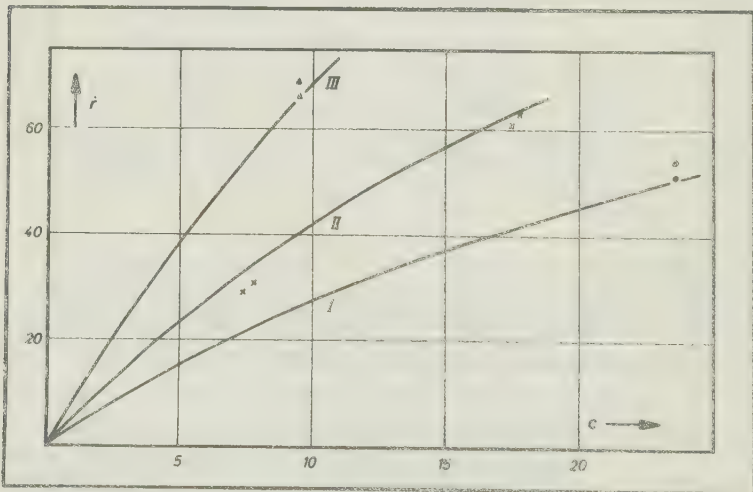


Abb. 3.3. Wie Abb. 3.2 für Glaskugeln $< 50 \mu$.

$\S$ Geschätzter Wert

3.2.2.2 Der Einfluß der Paddeldrehzahl und der Rührerdrehzahl

In Abb. 3.4 sind die mit Hilfe von Gl. (2.25) mit $k = 36 \text{ g/l}$ auf eine Standardkonzentration von $c^* = 15 \text{ g/l}$ umgerechneten Flotationsgeschwindigkeiten von Glaskugeln $< 50 \mu$ bei verschiedenen Paddeldrehzahlen graphisch dargestellt (zur Umrechnung siehe Abschnitt 3.3.2).

r^* steigt mit wachsender Paddeldrehzahl nur geringfügig an; der Feststoffrückstrom aus dem Schaum ist demzufolge relativ niedrig. Der Schaum ist recht stabil und die Koaleszenz gering. Der Rückstrom besteht vorwiegend aus der flüssigen Phase, wie aus der zusätzlich eingezeichneten Feststoffkonzentration der ausgepaddelten Trübe hervorgeht, die mit wachsender Paddeldrehzahl erheblich schneller fällt, als r^* steigt.

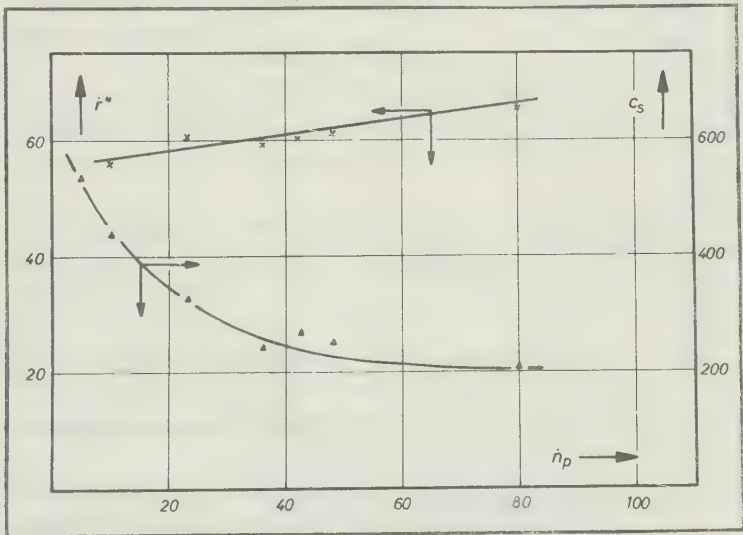


Abb. 3.4 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r^* [g/min] und der Trübedichte c_s [g Feststoff/l Trübe] des (zerfallenen) Schaumes bei einer Standardkonzentration in der ablaufenden Trübe von $c^* = 15 \text{ g Feststoff/l Trübe}$ von der Anzahl der Paddelschläge pro Minute n_p für Glaskugeln $< 50 \mu$.

Damit erscheint die Anwendung von Gl. (2.25), die den Rückstrom aus dem Schaum vernachlässigt, gerechtfertigt zu sein.

In Abhängigkeit von der Rührerdrehzahl bzw. von der Umfangsgeschwindigkeit des Rührers zeigt die Flotationsgeschwindigkeit ein schwach ausgeprägtes Maximum (Abb. 3.5). Vermutlich ist bei kleinen Drehzahlen der mittlere Blasendurchmesser größer (und deshalb der Grenzflächendurchsatz $\dot{G}$ und damit auch r^* kleiner), während bei hohen Drehzahlen die Turbulenz anscheinend so stark wird, daß ein größerer Anteil des haften-
den Korns wieder von den Blasen losgerissen wird (Einfluß auf k).

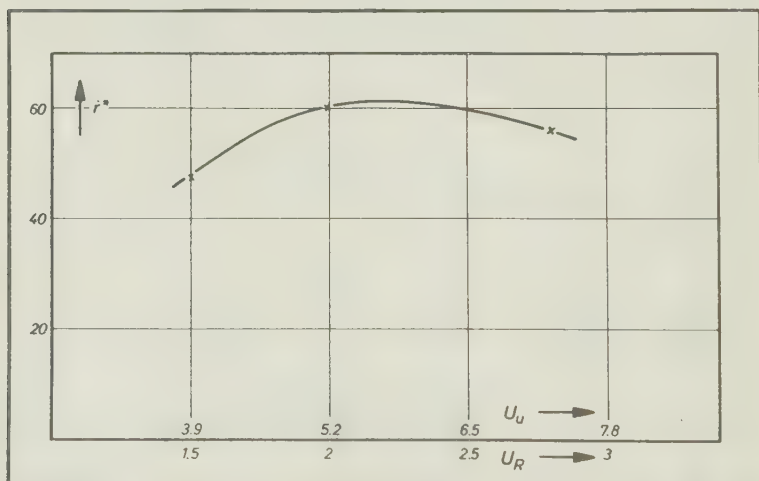


Abb. 3.5 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r^* [g/min] von der Rührerdrehzahl U_R [1000/min] bzw. der Umfangsgeschwindigkeit des Rührers U_u [m/sec] bei einer Standardkonzentration in der ablaufenden Trübe von $c^* = 15$ g Feststoff/l Trübe für Glaskugeln $< 50 \mu$.

3.3 Versuche mit einem komplexen sulfidischen Erz

Mit den in diesem Abschnitt beschriebenen Versuchen sollte die Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit ($\dot{r}_{\text{ZnS}}$) und der Selektivität der Flotation, ausgedrückt durch den Zinkgehalt f'_{Zn} bzw. Zinkblendegehalt f'_{ZnS} in Prozent, von verschiedenen Einflußgrößen untersucht werden. Diese Einflußgrößen waren:

- 1) Die Zinkblendekonzentration [g ZnS/l Trübe] im Ablauf und damit innerhalb der Zelle. Diese Größe wurde zunächst bei konstantem Durchsatz durch Veränderung der Zulauftrübedichte, d.h. durch Verdünnen oder Eindicken[§] der dem Betrieb an der Aufgabe zur Zinkvorflotation entnommenen Trübe, dann aber auch durch Probenahme an anderen Stellen der Kaskade verändert.
- 2) Der Luftdurchsatz [l Luft/min] wurde durch ein Rotameter kontrolliert und mittels eines Feinregulierventils auf den gewünschten Wert eingestellt.
- 3) Der Durchsatz [l Trübe/min] und damit die Verweilzeit der Trübe in der Zelle durch Veränderung der Förderleistung der Dosierpumpe.
- 4) Die Anzahl der Paddelschläge pro Zeiteinheit.
- 5) Die Drehzahl des Rührers in der Flotationszelle.
- 6) Die Temperatur [°C] der Trübe durch Verstellen des Temperatursollwertes am Thermostaten der Apparatur.

§ Dieses Verfahren gilt für die Laborversuche. In der technischen Anlage ändert sich die Zinkblendekonzentration in einer Kaskade von Zelle zu Zelle infolge des gegenüber der Trübe höheren Wertstoffgehaltes im ausgebrachten Konzentrat.

- 7) Das Redoxpotential (RP) [mV] der Zulauftrübe. Während des Umpumpens der Trübe vor dem Flotationsversuch wurde das RP durch Zutropfen einer Wasserstoffperoxidlösung auf dem gewünschten Wert konstant gehalten.

Alle in diesem Abschnitt beschriebenen Versuche wurden mit im Betrieb[§] konditionierter Trübe (pH = 12,1; 500 g Cu SO₄/t Erz; 145 g KAX/t Erz) von verschiedenen Zellen der Salaskaskade durchgeführt. Wenn nicht anders angegeben, gelten für die Versuche folgende Daten:

Temperatur:	20 °C
Redoxpotential:	- 100 mV
Rührerdrehzahl:	2000 UpM
Paddelschläge:	20 min ⁻¹
Zulauftrübedurchsatz:	1 l/min
Luftdurchsatz:	1,35 l/min

3.3.1 Der Einfluß der Zinkblendekonzentration und des Luftdurchsatzes

In den Abbildungen 3.6 bis 3.8 sind die Flotationsgeschwindigkeiten der Zinkblende (r [g ZnS/min])^{§§} über der Zinkblendekonzentration in der Trübe (c [g ZnS/l Trübe]) für verschiedene Luftdurchsätze und verschiedene Zulauftrüben (Zulauf zur ersten (Kurve I) bzw. vierten Salazelle (II)) aufgetragen. Die starke Streuung der Meßwerte erklärt sich aus den zeitlichen Schwankungen der Trübequalität, da die Versuche an verschiedenen Tagen durchgeführt werden mußten. Wegen dieser Unsicherheit ist keine hinreichend exakte Bestimmung von k und k_v ^{§§§} möglich. Die Kurven sind nach

§ Vgl. Abschnitt 4.

§§ Der Index ZnS wird im folgenden der Einfachheit halber weggelassen, wenn keine Missverständnisse möglich sind.

§§§ Größen mit dem Index v beziehen sich auf die Verunreinigungen.

Augenmaß eingezeichnet. Mit der in den folgenden Abschnitten noch näher begründeten Annahme, daß k_v groß gegen c_v und k ist, läßt sich z.B. aus der Anfangssteigung der Kurve I in Abb. 3.7 die Größenordnung von k folgendermaßen abschätzen:

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot h \cdot \frac{c}{k + c}$$

Für kleine Konzentrationen ist $k \gg c$ und deshalb

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot h \cdot \frac{1}{k} \cdot c$$

oder

$$k = \dot{G} \cdot h \cdot \frac{c}{r}$$

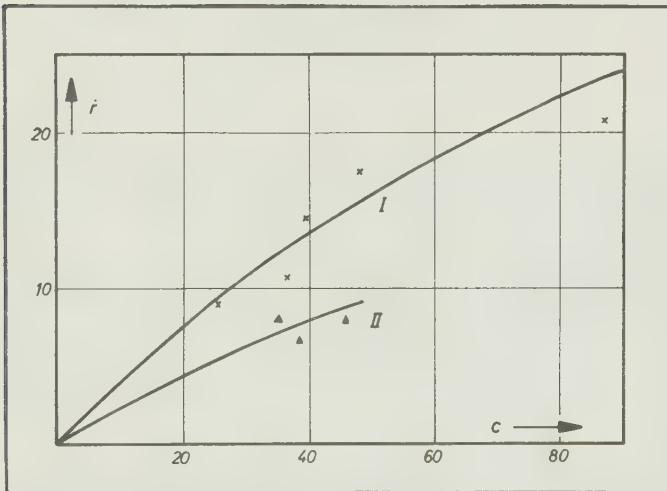


Abb. 3.6 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}$ [g ZnS/min] von der Zinkblendekonzentration c [g ZnS/l Trübe] in der ablaufenden Trübe bei einem Luftdurchsatz von $g = 0,7$ l Luft/min. Kurve I(x): Trübe vom Zulauf zur Zinkflotation; Kurve II(Δ): Trübe vom Ablauf der vierten Zelle der Kaskade.

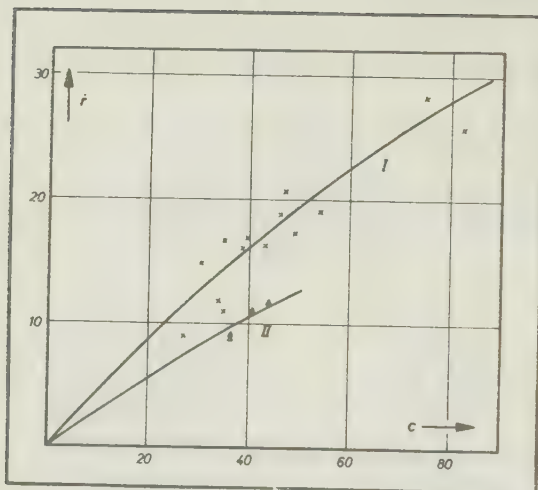


Abb. 3.7 Wie Abb. 3.6 für $\dot{g} = 1,35$ l Luft/min.

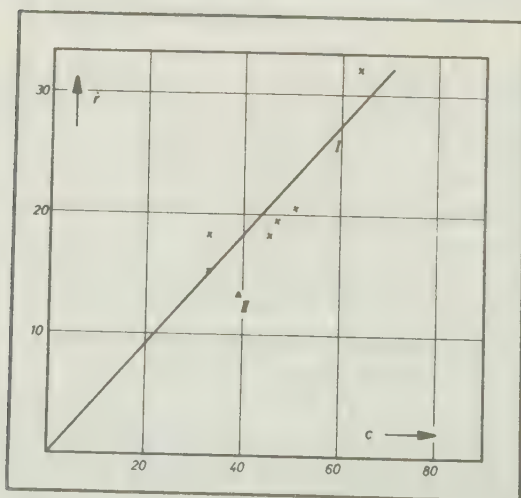


Abb. 3.8 Wie Abb. 3.6 für $\dot{g} = 2,9$ l Luft/min.

Mit $\dot{g} = \dot{g}^* = 1,35 \text{ l Luft/min}$ und $d_B^* = 2 \text{ mm}^{\S}$ erhält man für den Grenzflächendurchsatz

$$\dot{G} = 21\,200 \text{ cm}^2/\text{min}$$

und mit $d_K = 0,03 \text{ mm}^{\S}$ sowie $\varrho_K = 2 \text{ g/cm}^3$

$$h = 0,006 \text{ g/cm}^2$$

Damit ist

$$\dot{G} \cdot h = 127 \text{ g/min} (= \dot{r}_{\text{max}})$$

Abb. 3.7 entnimmt man $c/r \approx 0,25 \text{ min/l Trübe}$ und erhält schließlich die Halbwertskonzentration

$$k \approx 32 \text{ g ZnS/l Trübe.}$$

Aus den Abbildungen 3.6 bis 3.8 ist trotz der großen Streuungen außerdem zu entnehmen, daß die Flotationsgeschwindigkeit nicht mit $g^{2/3}$ ansteigt, wie dies bei den Glaskugeln gefunden wurde, sondern nur mit ca. $g^{1/3}$. Die Ursache dafür ist wahrscheinlich eine Verringerung des Schäumergehaltes und damit eine Vergrößerung der Luftblasen in der Trübe bei steigendem g , da sich der Schäumer an der Grenzfläche flüssig/gas anreichert und mit dem Konzentrat ausgeschwommen wird.

Durch einen Vergleich der Steigungen der Kurven I und II in den drei Abbildungen ist zu erkennen, daß in der ersten Zelle der Kaskade eine besser flotierende Blende (kleineres k) vorliegt als in der vierten.

Die Zulauftrübe enthält also Zinkblendekörner unterschiedlicher Hydrophobie, ein Ergebnis, das im folgenden noch bestätigt wird.

§ Geschätzter Wert

Als Ursache für die verschiedene Flotierbarkeit der Zinkblendekörner ist neben den natürlichen Unterschieden in der Oberflächenbeschaffenheit z.B. durch Freilegung verschiedener Spaltflächen bei der Mahlung noch folgendes zu berücksichtigen: Kupfersulfat und $KAX^{\S}$ werden der Trübe in Form von etwa 3%igen Lösungen zugegeben. Da die Durchmischung mit der Trübe eine endliche Zeit benötigt, treten an der Mischstelle kurzzeitig relativ hohe Reagenzienkonzentrationen auf. Die Adsorption von KAX erfolgt teilweise sehr schnell (vgl. Abschnitt 6), und die zufällig im Bereich hoher Konzentrationen befindlichen Teilchen werden mehr Reagenz adsorbieren als die anderen Körner und deshalb besser flotieren. Diese Annahme wird durch Betriebserfahrungen bestätigt, nach denen um so weniger Reagenz verbraucht wird, je geringer dessen Konzentration in der zulaufenden Lösung ist.

Wenn es richtig ist, daß $k_v \gg k$ und c_v ist (d.h. praktisch keine Verunreinigungsteilchen an der Grenzfläche gas/flüssig "adsorbiert" sind), dann werden die Verunreinigungen nur im Zwischenlamellenvolumen "mitflotiert" und deren Flotationsgeschwindigkeit r_v sollte proportional dem ausflotierten Trübevolumen $\dot{V}_s$ und der Konzentration der Verunreinigungen in der Trübe c_v sein. Aus Abb. 3.9 geht hervor, daß dies tatsächlich der Fall ist, da r_v im Rahmen der Fehlergrenzen linear mit dem Produkt $\dot{V}_s \cdot c_v$ ansteigt. Aus der Steigung $S = 1/3$ der Geraden ist zu entnehmen, daß ca. 2/3 des Zwischenlamellenvolumens von der Zinkblende beansprucht wird, während für die mitflotierte Trübe 1/3 davon zur Verfügung steht. Dieses Verhältnis scheint realistisch zu sein.

$\S$ Kaliumamylxanthogenat, Sammler für Zinkblende.

Für die Selektivität gilt

$$f = \frac{\dot{r}}{\dot{r} + \dot{r}_V} \quad (3.1)$$

Im hier betrachteten Fall ist

$$\dot{r}_V = S \cdot \dot{V}_S \cdot c_V$$

mit

$$S = 1/3.$$

Aus hier nicht explizit wiedergegebenen Ergebnissen folgt

$$\dot{V}_S \approx 3 \cdot \frac{\text{ml}}{\text{g}} \cdot \dot{r}$$

und

$$c_V \approx 9 \cdot c.$$

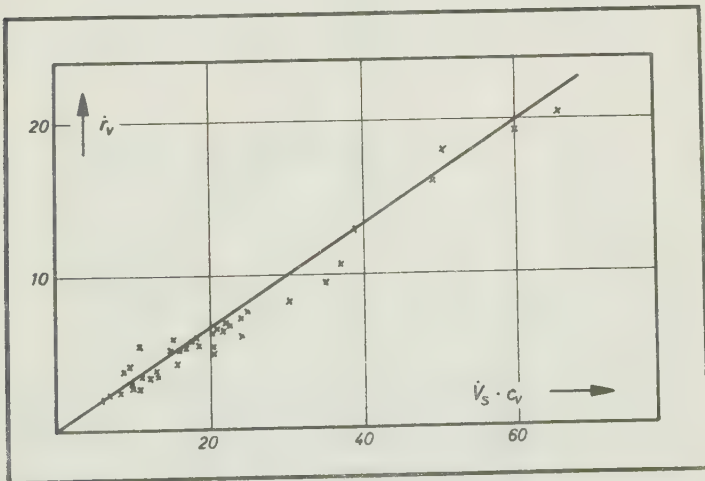


Abb. 3.9 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit der Verunreinigungen $\dot{r}_V$ [g Verunreinigungen/min] von $\dot{V}_S \cdot c_V$ [g Verunreinigungen/min].

Damit wird aus Gl. (3.1):

$$f = \frac{1}{1 + 0,009 \cdot \frac{1}{g} \cdot c}$$

oder

$$f'_{Zn} = \frac{67,1}{1 + 0,009 \cdot \frac{1}{g} \cdot c} \quad (3.2)$$

In Abb. 3.10 ist Gl. (3.2) als Kurve I und die experimentell erhaltenen Werte als Punkte wiedergegeben.

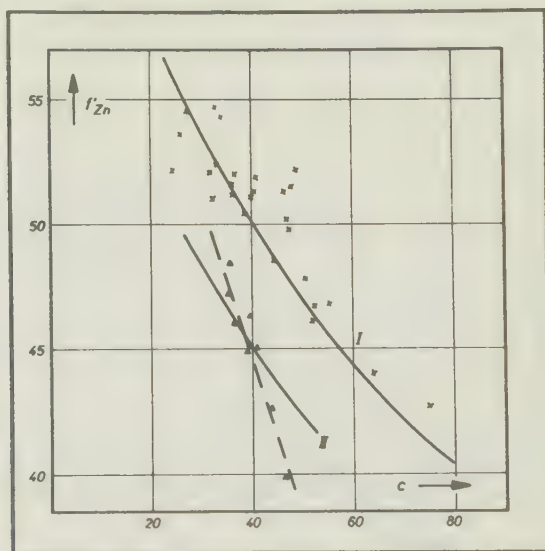


Abb. 3.10 Abhängigkeit der Selektivität f'_{Zn} [% Zn] von der Zinkblendekonzentration der ablaufenden Trübe c [g ZnS/l Trübe]. Kurve I(x): Trübe vom Zulauf zur Zinkflotation; Kurve II(Δ): Trübe vom Ablauf der vierten Zelle der Kaskade.

Die mit dem Ablauf der Salazelle Nr. 4 durchgeführten Versuche (Kurve II(▲)) zeigen den gleichen Trend, aber eine stärkere Abhängigkeit der Selektivität von der Konzentration c (gestrichelte Kurve). Möglicherweise ist bei diesen Versuchen wegen der Anreicherung der Verunreinigungen mit fortschreitender Flotation die Vereinfachung $k_v \gg c_v$ nicht mehr gerechtfertigt. Die unter Berücksichtigung der rohen Schätzung für Gl. (3.2) und der Versuchsfehler als gut zu bezeichnende Übereinstimmung ist eine weitere Stütze für die Annahme, daß die Verunreinigungen vorwiegend im Zwischenlamellenvolumen ausgebracht werden.

Als Folgerung für den Betrieb ergibt sich hieraus, daß die Selektivität durch Erniedrigung der Zulauftrübedichte erhöht werden kann, was aber mit einer Verringerung der Flotationsgeschwindigkeit verbunden ist. Um trotzdem das gleiche Gesamtausbringen zu erreichen, wäre gleichzeitig die Anzahl der Einzelzellen der betreffenden Kaskade zu erhöhen. Eine Regelung der Zulauftrübedichte über den Zinkgehalt im Ablauf der Vorflotation könnte demnach sinnvoll sein. Möglicherweise wäre auch eine Zwischeneindickung an einer geeigneten Stelle der Kaskade vorteilhaft.

3.3.2 Der Einfluß des Trübedurchsatzes

Wegen der Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit von der Konzentration c können bei der Ermittlung des Einflusses anderer Parameter nur solche Versuche miteinander verglichen werden, bei denen c in allen Fällen gleich war. Es ist jedoch schwierig, im Laufe eines Flotationsversuches c auf einen bestimmten Wert einzustellen. Zweckmäßiger ist es, die Ergebnisse verschiedener Versuche durch Umrechnung auf eine willkürlich gewählte Standardkonzentration c^* miteinander vergleichbar zu machen, die hier zu $c^* = 40 \text{ g ZnS/l Trübe}$ festgesetzt sei. Die Umrechnung der bei einem Flotationsversuch mit der Konzentration c erhaltenen Flota-

tionsgeschwindigkeit $\dot{r}$ auf $\dot{r}^*$ bei der Standardkonzentration c^* erfolgt z.B. für ein System, das mit Gl. (2.25) beschrieben werden kann, durch Dividieren von

$$\dot{r}^* = \dot{G} \cdot h \cdot \frac{c^*}{k + c^*}$$

durch die entsprechende Gleichung

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot h \cdot \frac{c}{k + c}$$

Daraus folgt:

$$\dot{r}^* = \frac{c^* \cdot (k + c)}{c \cdot (k + c^*)} \cdot \dot{r}$$

Ist $k \gg c$, dann kann die Umrechnung einfacher mit der Gleichung

$$\dot{r}^* = \dot{r} \cdot \frac{c^*}{c}$$

erfolgen.

Zur Umrechnung der bei der Konzentration c erhaltenen Selektivität f in f^* bei c^* kann die analog hergeleitete vereinfachte Gleichung

$$f^* = 1 - \frac{1 - f}{c} \cdot c^*$$

benutzt werden.

Alle in diesen und den folgenden Abschnitten sowie in Abschnitt 3.2.2.2 erscheinenden Flotationsgeschwindigkeiten $\dot{r}^*$ und Selektivitäten f^* sind durch Umrechnung auf eine Standardkonzentration c^* in der hier geschilderten Weise entstanden.

Die in Abb. 3.11 dargestellte Abhängigkeit der Zinkblende-flotationsgeschwindigkeit r^* und des Konzentratgehaltes f_{Zn}^{**} vom Trübevolumendurchsatz q' [ml Trübe/min] bzw. von der mittleren Verweilzeit τ der Trübe in der Zelle wurde mit Trübe von der Aufgabe zur Zinkvorflotation durch Versuche mit der Laborzelle unmittelbar im Betrieb erhalten. Es wurde also in diesem Falle - im Gegensatz zu den vorher beschriebenen Versuchen - eine im Betrieb konditionierte Trübe, ohne Zeitverlust durch den Transport in das Labor, flotiert.

Da alle Variablen unverändert waren und die Versuche unmittelbar hintereinander ausgeführt wurden, sollte man vom Durchsatz unabhängige Resultate erwarten, wenn eine Turbulenzveränderung in der Zelle infolge der Durchsatzvariation vernachlässigt wird.

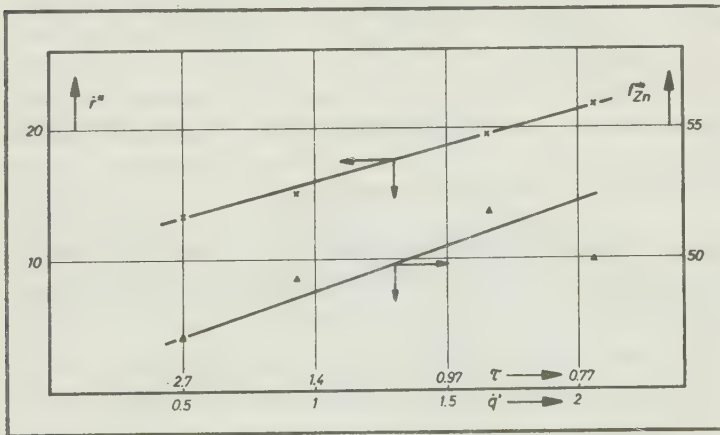


Abb. 3.11 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r^* [g ZnS/min] und der Selektivität f_{Zn}^{**} [% Zn] vom Trübedurchsatz [ml Trübe/min] bzw. von der mittleren Verweilzeit der Trübe in der Zelle τ [min] bei einer Zinkblende-konzentration in der ablaufenden Trübe von $c^* = 40$ g ZnS/l Trübe.

Da jedoch sowohl $\bar{r}^{**}$ wie auch f_{Zn}^{**} mit wachsendem Durchsatz ansteigen, kann dies als weiteres Indiz für die unterschiedliche Flotierbarkeit der Zinkblendekörner angesehen werden: bei größerem Durchsatz ist die Konzentration an gut flotierendem Korn und damit auch $\bar{r}^{**}$ und f_{Zn}^{**} höher.

Außerdem könnte bei höherem Durchsatz der Schäumergehalt in der Trübe höher, die Blasen kleiner und deshalb der Grenzflächendurchsatz $\dot{G}$ größer sein, was ebenfalls eine Vergrößerung der Flotationsgeschwindigkeit zur Folge hätte. Damit ist aber keine Erhöhung der Selektivität erklärbar.

Vermutlich spielen beide Effekte eine Rolle.

3.3.3 Der Einfluß der Paddeldrehzahl

Während die Flotationsgeschwindigkeit der Zinkblende nicht erkennbar beeinflußt wird, fällt die Selektivität leicht und die Feststoffkonzentration in der ausgebrachten Trübe c_s stärker mit steigender Paddeldrehzahl (fallender Verweilzeit des Schaumes auf der Trübe) ab (Abb. 3.12). Offensichtlich ist der Zinkblenderückstrom vernachlässigbar, der Verunreinigungsrückstrom aber merklich.

Dies ist ein weiterer Hinweis darauf, daß die Verunreinigungen vorwiegend mit dem Zwischenlamellenvolumen ausgebracht werden.

Zur Steigerung der Selektivität kann also z.B. die Verweilzeit des Schaumes auf der Trübe erhöht werden.

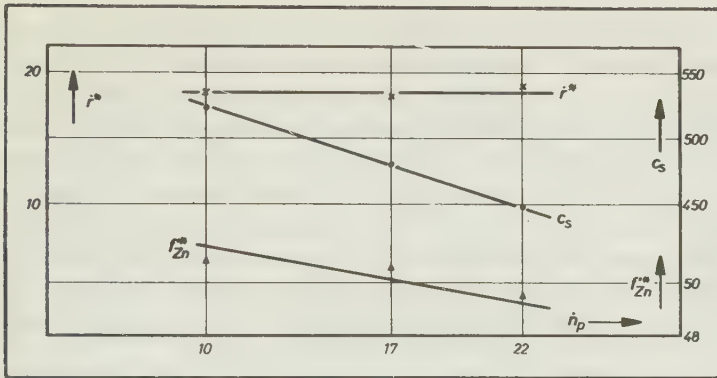


Abb. 3.12 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r^* [g ZnS/min], der Selektivität f'_{Zn}^* [% Zn] und der Feststoffkonzentration im (zerfallenen) Schaum c_s [g Feststoff/l Trübe] von der Anzahl der Paddelschläge pro Minute n_p .

3.3.4 Der Einfluß der Rührerdrehzahl

Die Rührerdrehzahl und die damit gekoppelte Umfangsgeschwindigkeit beeinflussen sowohl r^* wie auch f'_{Zn}^* (Abb. 3.13). Die erste Abhängigkeit kommt wahrscheinlich dadurch zustande, daß die mittlere Größe der Luftblasen durch steigende Drehzahlen verkleinert wird, so daß infolge eines größeren Grenzflächendurchsatzes mehr Material ausflotiert wird.

Andererseits haben kleinere Blasen im Schaum ein größeres Zwischenlamellenvolumen, wodurch die mit steigender Drehzahl fallende Selektivität erklärt werden kann.

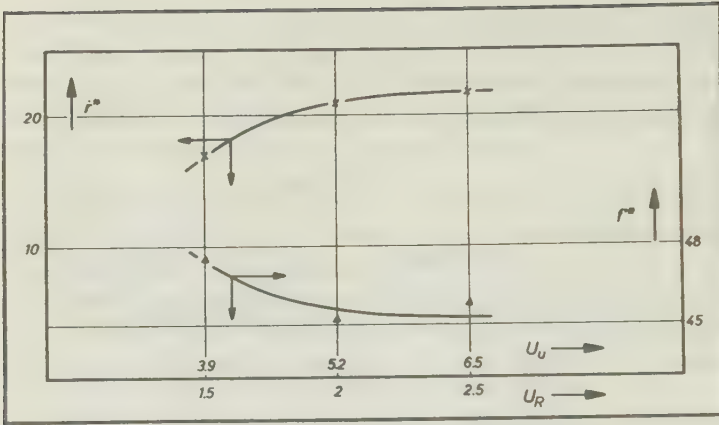


Abb. 3.13 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r^* [g ZnS/min] und der Selektivität f' [% Zn] von der Rührerdrehzahl U_R [1000/min] bzw. der Umfangsgeschwindigkeit U_u [m/sec] .

3.3.5 Der Temperatureinfluß

In Abb. 3.14 sind die in Laborversuchen ermittelten Abhängigkeiten von r^* und f'_{Zn} von der Trübetemperatur graphisch dargestellt. Bei diesen Versuchen wurde eine Probe fertig konditionierter Trübe mit einer Temperatur von ca. 20 °C dem Betrieb an der Aufgabe zur Zinkflotation entnommen und während des Umpumpens vor dem Flotationsversuch im Labor durch Heizung über den Thermostaten auf die gewünschte Temperatur gebracht. War diese erreicht, wurde das Redoxpotential durch Zutropfen von Wasserstoffperoxid einige Zeit auf -100 mV gehalten und dann nach dem in Abschnitt 3.1.2 beschriebenen Verfahren flotiert, ausgenommen die Versuche bei 35 °C, bei denen das Redoxpotential -200 mV betrug.

Aus Abb. 3.14 geht hervor, daß eine Temperaturänderung im Bereich von 20..30 °C die Flotation nicht sehr stark beeinflusst. Der starke Abfall bei 40 °C erklärt sich wahrscheinlich aus der hohen Oxydationsgeschwindigkeit bei dieser Temperatur, bei der der Sammlerfilm auf der Erzoberfläche schon angegriffen werden könnte (vgl. Abschnitt 6.1). Da bei 35 °C das Redoxpotential auf -200 mV gehalten wurde, war hier die Oxydation nicht so stark, wie sie bei -100 mV gewesen wäre, bei dem die anderen Versuche durchgeführt wurden. Deshalb sind die Ergebnisse bei dieser Temperatur noch recht gut.

Das nicht sehr ausgeprägte Maximum für r^* und f_{Zn}^{**} bei etwa 25..30 °C deutet mit den Ergebnissen des Abschnittes 6 darauf hin, daß die im Meggener Flotationsbetrieb angewandten Einwirkzeiten zu klein oder die Temperatur mit 20 °C zu niedrig waren, da die chemischen Reaktionen bei der Konditionierung bei höherer Temperatur schneller ablaufen bzw. bei niedrigerer Temperatur längere Zeit benötigen.

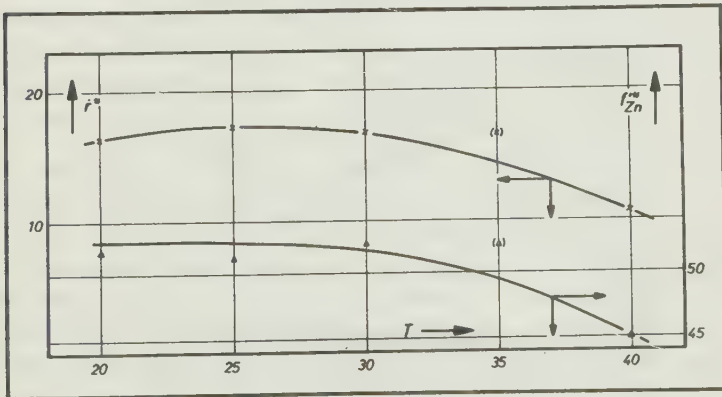


Abb 3.14 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r^* [g ZnS/min] und der Selektivität f_{Zn}^{**} [% Zn] von der Temperatur in °C.

3.3.6 Der Einfluß des Redoxpotentials

Abb 3.15 zeigt den Einfluß des Redoxpotentials (RP) auf r^{**} und f_{Zn}^{**} . Die Versuchsdurchführung erfolgte nach dem in Abschnitt 3.1.2 beschriebenen Verfahren. Durch Änderung der zutropfenden Wasserstoffperoxidmenge wurde das gewünschte RP eingestellt und während des Umpumpens und des Flotationsversuches konstant gehalten. Der höchste Konzentratgehalt wurde bei einem RP von ca. -100 mV erzielt. Da dieses im Betrieb bei -80 mV lag, war die Betriebsweise in dieser Hinsicht nahezu optimal.

Zur näheren Erklärung der Wirkungsweise des Redoxpotentials sind noch einige andere Größen zu berücksichtigen, auf die in Abschnitt 6 eingegangen wird.

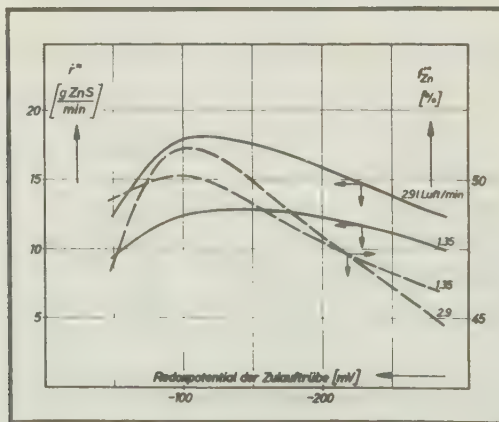


Abb. 3.15 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r^{**} und der Selektivität f_{Zn}^{**} vom Redoxpotential der zulaufenden Trübe bei verschiedenen Luftdurchsätzen.

4. Bemusterungen einer technischen Flotationsanlage

4.1 Beschreibung der Anlage[§]

In der hier beschriebenen Flotationsanlage wird ein sulfidisches Blei-Zink-Eisenerz in seine Komponenten zerlegt. Das aus der Grube kommende vorzerkleinerte Roherz wird zunächst in einer Schwertrübescheidung (FeSi-Suspension) von groben Bergen befreit und gelangt nach einer Zwischenlagerung in die Mahl- und Klassieranlage.

Der pH-Wert der hier erzeugten Trübe wird mit Natronlauge auf 9,5 eingestellt und der "Sammler-Schäumer"^{§§} Phosokresol[®] ^{§§§} zugegeben. Darauf wird in der "Bleiflotation" der größte Teil des Bleiglanzes und ein besonders leicht flotierender Anteil des Pyrits (Melnikowit) ausgeschwommen.

Die ablaufende Trübe wird nun mit Kalk auf pH 12,1 eingestellt und in einem Belüftungsgefäß intensiv mit Luft in Berührung gebracht. Dann werden 500 g Kupfersulfat (CuSO_4) als Aktivator und ca. 145 g KAX pro Tonne Erz zugesetzt, wobei den Reagenzien in "Einwirkgefäßen" Zeit für die Adsorption bzw. Reaktion zur Verfügung steht.

Nun erfolgt die "Zink-Vorflotation"; Die Trübe fließt durch 16 hintereinandergeschaltete Flotationszellen von je 5 m³ Inhalt (Hersteller: Fa. Sala, Schweden). Der Zinkgehalt im Feststoff der Trübe sinkt dabei von 10 auf 2%. Das erhaltene Konzentrat mit einem Zn-Gehalt von ca. 40% im Feststoff wird nach einer Nachmahlung nochmals flotiert (nachgereinigt) und enthält dann 53..55% Zn. Der Ablauf

§ Anlage der Fa. SACHTLEBEN AG in 5943 Meggen ⁵⁹⁾

§§ Ein "Sammler-Schäumer" ist Sammler und Schäumer in einer Substanz.

§§§ Phosokresol ist ein Derivat der Dithiophosphorsäure^{104,105)}

4.2 Die Bemusterungen der Anlage

Mit den hier wiedergegebenen Untersuchungen sollten die Auswirkungen der zwischen den Bemusterungen vorgenommenen verfahrenstechnischen Änderungen festgestellt und Informationen für eine Verbesserung des technischen Prozesses erhalten werden.

Dazu wurde die Anlage mehrmals bemustert, d.h., es wurde versucht, zu verschiedenen Zeitpunkten alle wichtigen Betriebsdaten quantitativ zu erfassen, um deren Einfluß auf den Flotationserfolg kennenzulernen.

Als Hilfsmittel bieten sich hierfür das Apparateschema und das Materialflußbild an.

Eine Skizze der Apparateanordnung ist in Abb. 4.1 zu sehen. Ein brauchbares Materialflußbild konnte aber nicht aufgestellt werden, da in Meggen nur die Roherzaufgabe, der Zulauf zur Kugelmühle und die Endprodukte quantitativ erfaßt werden, obwohl viele Verzweigungen, Kreisläufe und Puffer (Eindicker) vorhanden sind. Auch die innerhalb des Prozesses zugegebenen Wassermengen werden nicht erfaßt.

Bilanzierungen sind nur über Rückrechnungen und mit ungesicherten Annahmen möglich und deshalb nur bedingt brauchbar.

Die technische Anlage wurde viermal bemustert, am 26.8.1965, am 11.2.1966, am 14.6.1966 und am 8.3.1967. Die Bemusterungen, die an einer der vier Kaskaden bzw. an den 16 "Salazellen" ausgeführt wurden, fanden während Tagesschichten ohne Änderungen der üblichen Fahrweise statt.

4.2.1 Die erste Bemusterung (26.8.1965)

Bei der ersten Bemusterung, die in der Arbeit von CUNY¹¹³⁾ enthalten ist, waren die Bleiflotationsanlage und die Salazellen noch nicht vorhanden; die Zinkvorflotation wurde nur in den Zellen Nr. 8..20 der vier aus je 20 hintereinandergeschalteten $1,3 \text{ m}^3$ Krupp-Zellen bestehenden Kaskaden durchgeführt⁽¹¹³⁾, Abb. 12).

4.2.1.1 Probennahme und -aufarbeitung

Um die stationäre Betriebsweise der Zellen nachzuprüfen, wurden zunächst einige schnell zu ermittelnde Daten wie Trübewichte, Temperatur und pH-Wert stündlich über längere Zeit an der gesamten Kaskade verfolgt. Die Trübewichte wurde mit einer für diesen Zweck geeichten Federwaage, der pH-Wert mit Glaselektrode und Meßverstärker gemessen.

Der Zulauf-Trübedurchsatz wurde über die Füllzeit eines 200l-Fasses bestimmt, in das der Strom kurzzeitig geleitet wurde.

Die Belüftung der Krupp-Zellen kann ebenso wie die Rührerdrehzahl nicht verändert werden und wurde deshalb als konstant angenommen. Zur Messung des Luftdurchsatzes wurde ein unten offener Kasten mit angeschlossener Gasuhr (Fa. Elster, Mainz) an verschiedenen Stellen der Trübeoberfläche aufgesetzt.

Die Schaumausträge wurden an allen Zellen gleichzeitig erfaßt. Das Auffangen der Schäume erfolgte möglichst exakt, da die Trübeüberläufe von Zelle zu Zelle nicht direkt gemessen werden können. Die Schaumproben (jeweils 20 Paddelschläge pro Probe bei ca. 300 g Feststoff pro Paddelschlag) wurden durch bekannte Mengen Spritzwasser gebrochen und anschließend filtriert. Die Feststoffe wurden getrocknet und

gewogen (Bestimmung des Feststoffgehaltes). Aus je einer Durchschnittsprobe wurden Zink, Eisen, Blei und Schwefel quantitativ bestimmt, aus einer weiteren wurde die Korngrößenverteilung festgestellt. Für jede Siebfraktion ($>80 \mu$, $80..63 \mu$, $63..36 \mu$ und $<36 \mu$) wurden ebenfalls Zn, Fe, Pb und S bestimmt.

Außerdem wurden an den Überlaufwehren mit 250 ml-Schöpfbechern Trübeproben (5..6 l) gezogen. Um eventuelle zeitliche Schwankungen in der Betriebsweise der Zellen auszugleichen, wurden die Proben in folgender Reihenfolge genommen:

- 5 mal 2 Paddelschläge Schaum
- 20 Schöpfbecher Trübe (Zellenüberlauf)
- 5 mal 2 Paddelschläge Schaum
- 15 Schöpfbecher Trübe (Zellenüberlauf)

Das Probennehmen selbst dauerte insgesamt etwa 30 min. Die Trübeproben der Zellenüberläufe und der Aufgabe wurden wie die Schaumproben aufgearbeitet und analysiert.

Wegen des großen Aufwandes und den vielen Analysen (über 400 Einzelbestimmungen) wurde die "Momentaufnahme" des Materialflusses nur einmal durchgeführt.

4.2.1.2 Ergebnisse

Die Ergebnisse werden hier nicht in allen Einzelheiten, sondern nur die wichtigsten Resultate wiedergegeben.

Die stündlichen Kontrollmessungen zeigten, daß pH-Wert und Temperatur nur unwesentlich, Durchsatz und Trübewichte aber um 15 bzw. 4% schwankten.

Die Trübewichte fiel von ca. 1400 g Trübe/l Trübe in der Aufgabe auf ca. 1350 g/l in Zelle Nr. 14, da das ausflo-
tierte Konzentrat mehr Feststoff als die Aufgabetrübe ent-

hielt. Ein Vergleich der Siebanalysen der Aufgabe und der vereinigten Schäume der Zellen Nr. 8 - 14 zeigt, daß die Fraktion $<36 \mu$ schneller flotierte als die gröberen Anteile (Tabelle 4.1).

Tabelle 4.1

Siebanalysen [Gew.%]				
Anteil [Gew.%] Probe	$>80 \mu$	$80..63 \mu$	$63..36 \mu$	$<36 \mu$
Aufgabe	6,9	9,9	11,3	72,8
Schaum 8..14	1,4	3,1	5,8	89,8

Die chemische Analyse des Gesamtkorns im Zulauf hatte folgendes Ergebnis:

10,6 Gew.% Zn

30,7 Gew.% Fe

1,54 Gew.% Pb

39,5 Gew.% S

Entsprechend der mit steigender Zellennummer zunehmend flotierten Zinkmenge nahm der Zinkgehalt im Feststoff der Trübe laufend ab.

Die Flotationsgeschwindigkeit r_{Zn}^0 lag in den ersten Zellen bei ca. 6 kg ZnS/min und sank dann bis auf etwa 5 kg/min (Abb. 4.2). In den ersten vier Zellen blieb diese trotz fallender Zinkblendekonzentration in der Trübe innerhalb der

Fehlergrenzen konstant, die Flotation war also behindert, vermutlich infolge des beträchtlichen Rückstromes aus dem Schaum ($x > 1$).

Der Konzentratgehalt f'_{Zn} stieg linear mit der Zinkblendekonzentration an, mit Ausnahme der ersten Zelle. Der Anstieg folgt aus dem mit steigender Zinkblendekonzentration fallenden Verunreinigungsgehalt des Feststoffes in der Trübe und dem zu Beginn der Flotation noch hohen Gehalt an besonders gut flotierender Blende (siehe Abschnitt 3.3.1). Der geringe Konzentratgehalt in der ersten Zelle erklärt sich durch den Gehalt an besonders schwimmfreudigem Melnikowit-Pyrit, der dort mit der Zinkblende weitgehend ausflotiert wurde und in den folgenden Zellen keine merkliche Rolle mehr spielte.

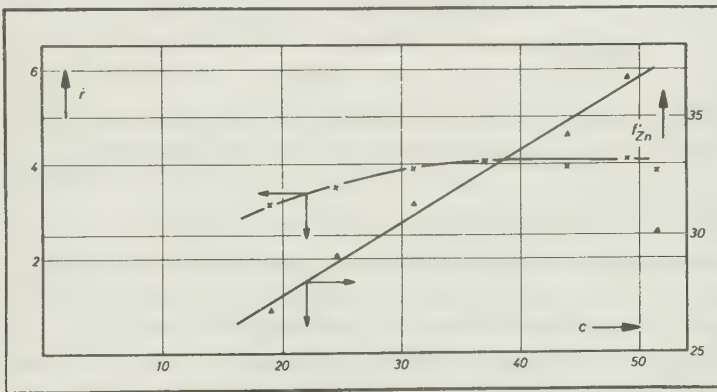


Abb. 4.2 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r [kg Zn/min] und der Selektivität f'_{Zn} [% Zn] von der Zinkkonzentration c [g Zn/l Trübe] in der Trübe (in verschiedenen Zellen der Kaskade) bei der ersten Bemusterung.

4.2.2 Die zweite Bemusterung (11.2.1966)

4.2.2.1 Die veränderten Betriebsbedingungen

Die Aufmahlung der Primäraufgabe unterschied sich von der ersten Bemusterung durch höhere Anteile an groben und mittleren Kornfraktionen. Zusätzlich wurde durch die Ende 1965 vorgeschaltete Bleiflotation das Kornspektrum im Zulauf zur Zink-Vorflotation weiter in Richtung größerer Anteile an grobkörnigem Material verändert.

Im Gegensatz zur ersten Bemusterung wurden dieses Mal keine chemischen Analysen der einzelnen Kornfraktionen durchgeführt. Auch die Eisen-, Blei und Schwefelbestimmungen entfielen.

4.2.2.2 Ergebnisse

Die Flotationsgeschwindigkeit (Abb. 4.3) lag bei der zweiten Bemusterung insgesamt höher als bei der ersten. Als Folge davon fiel der Zinkgehalt mit steigender Zellennummer wesentlich schneller ab.

Für den Konzentratgehalt ließ sich nur für den Beginn der Kaskade eine der ersten Bemusterung analoge lineare Abhängigkeit feststellen (Abb. 4.3). Die Zellen Nr. 12 und 13 arbeiteten auffallend schlecht, möglicherweise infolge von Rührerverschleiß oder Versandung.

Die wichtigsten Resultate der zweiten Bemusterung waren, daß im Unterschied zur ersten Bemusterung erstens die Koaleszenz einen geringeren Einfluß hatte (d.h., daß die Flotation nicht mehr behindert war) (vgl. Abb. 4.2 und 4.3) und zweitens der Zinkgehalt im Konzentrat um ca. 4% (absolut) gestiegen war. Besonders die Flotationsgeschwindigkeiten sind unsicher, da die Schaumstabilität und damit der Rück-

strom in die Trübe in den einzelnen Zellen unterschiedlich und zeitlich schwankend waren. Außerdem ist nicht sichergestellt, ob alle Zellen in gleichem Maße belüftet wurden.

Diese Unterschiede erklären sich im wesentlichen durch die vorgeschaltete Bleiflotation, durch die der feine und schwimmfreudige Melnikowit-Pyrit schon vor der Zinkflotation weitgehend entfernt war.

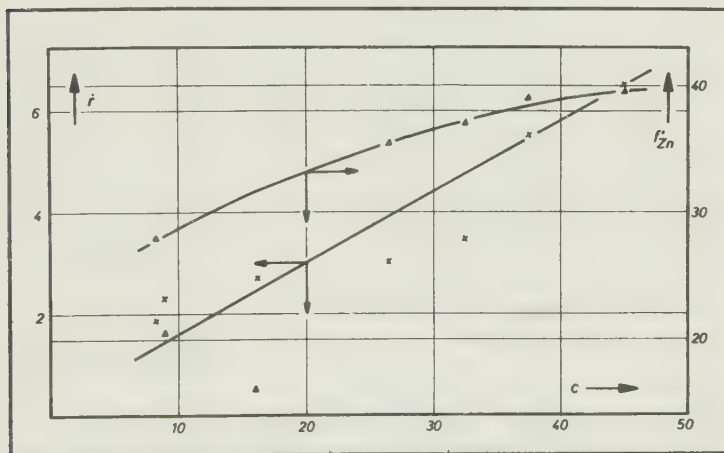


Abb. 4.3 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit r [kg Zn/min] und der Selektivität f'_{Zn} [% Zn] von der Zinkkonzentration c [g Zn/l Trübe] in der Trübe (in verschiedenen Zellen der Kaskade) bei der zweiten Bemusterung.

4.2.3 Die dritte Bemusterung (14.6.1966)

4.2.3.1 Die veränderten Betriebsbedingungen

Die wesentlichen Veränderungen gegenüber den vorhergehenden Bemusterungen waren der Einbau der 16 Salazellen, deren Anordnung aus Abb. 4.4 hervorgeht.

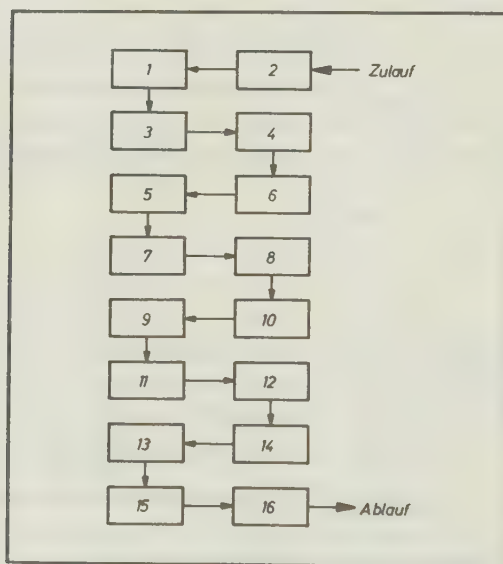


Abb. 4.4 Zellenschaltung der Salazellen

4.2.3.2 Ergebnisse

Die Resultate der dritten Bemusterung zeigen, daß die nun in der ersten Stufe der Zinkvorflotation eingesetzten Salazellen besser arbeiten als die vorher dafür verwendeten Krupp-Zellen, und zwar sowohl bezüglich der Flotationsgeschwindigkeit wie auch im Hinblick auf den Konzentratgehalt ($\bar{x}_{Zn} = 5,5 \text{ kg Zn/min}$; $\bar{f}_{Zn} = 44\% \text{ Zn}$). Die Flotationsgeschwindigkeit der Salazellen liegt höher als jene der

Kruppzellen, aber nicht um so viel, wie man aufgrund der unterschiedlichen Zellengröße (Krupp: $1,3 \text{ m}^3$; Sala: 5 m^3) erwarten würde. Auf die Ursache dieser Ergebnisse wird im nächsten Abschnitt näher eingegangen.

4.2.4 Die vierte Bemusterung (8.3.1967)

4.2.4.1 Die veränderten Versuchsbedingungen

Die wichtigsten Veränderungen gegenüber den vorhergehenden Bemusterungen ist der Einsatz einer Schwertrübescheidung vor der Flotation und der zusätzliche Zulauf von zyklonisierten Zerkleinerungsabgängen aus der naßmechanischen Abteilung in den Sumpf des Simplex-Klassierers, der bei der Bemusterung erst kurze Zeit in Betrieb war und - hauptsächlich wegen des unregelmäßigen Zulaufs - noch Störungen in der Flotationsanlage verursachte.

4.2.4.2 Ergebnisse

Bei der vierten Bemusterung wurden u.a. Siebschlämmanalysen vom Zulauf und Ablauf der Salazellenkaskade sowie Siebanalysen vom Schaum jeder zweiten Zelle durchgeführt. Das Ergebnis zeigt, daß die kleinen Teilchen etwas, aber nicht wesentlich besser flotieren als die großen (Tabelle 4.2). Bei der ersten Bemusterung wurde dagegen eine bevorzugte Flotation des Feinkorns festgestellt (Tabelle 4.1).

Die Ursache hierfür läßt sich wegen der vielen inzwischen veränderten Parameter schwer angeben. Die Hauptgründe dürften jedoch einmal in der Vorschaltung der Bleiflotation (Entfernung des feinen Melnikowit-Pyrits) und zum zweiten im anderen Zellentyp liegen.

Die Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit und der Selektivität von der Zinkblendekonzentration ist in Abb. 4.5 graphisch dargestellt.

Tabelle 4.2

Siebschlämmanalysen von Zulauf und Ablauf der Salazellen

Fraktion [μ]	Zulauf [Gew. %]	Ablauf [Gew. %]
>100	5,1	5,0
100..80	7,3	6,0
80..63	11,0	12,0
63..36	14,1	13,8
36..30	16,3	23,7
30..20	9,6	5,8
20..10	12,8	10,2
10..5	7,9	7,5
5..2	5,3	5,9
<2	10,6	10,1

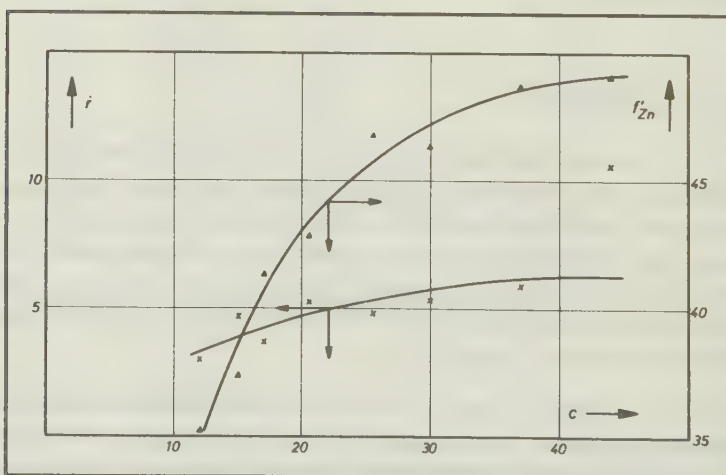


Abb. 4.5 Abhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit $\dot{r}$ [kg Zn/min] und der Selektivität f'_{Zn} [% Zn] von der Zinkkonzentration c [g Zn/l Trübe] in der Trübe (in verschiedenen Zellen der Kaskade) bei der vierten Bemusterung.

Die hohe Flotationsgeschwindigkeit in der ersten Zelle ist hauptsächlich auf den besonders feinblasigen, stabilen und deshalb feststoffreichen Schaum zurückzuführen, vermutlich verursacht durch einen Restgehalt der Trübe an Phosokresol ^(R) von der Bleiflotation.

Dadurch ist die Koaleszenz im Schaum dieser Zelle kleiner als in den anderen, und es steht ein größerer Grenzflächendurchsatz zum Transport der Teilchen zur Verfügung.

Dieser Unterschied zwischen der ersten und den übrigen Zellen ist durch die relativ große Verweilzeit des Schaumes auf der Trübe mitbedingt, durch die in den übrigen Zellen, in denen die Schaumstabilität geringer ist als in der ersten, eine größere Koaleszenz eintritt.

Bei den Krupp-Zellen ist diese Verweilzeit geringer, und die Schaumstabilität hat deshalb keinen so großen Einfluß auf die Flotationsgeschwindigkeit. Möglicherweise war aus diesem Grunde die Flotationsgeschwindigkeit in der ersten Krupp-Zelle bei der zweiten Bemusterung nicht wesentlich höher als in den anderen Zellen.

Die hohe Verweilzeit des Schaumes auf der Trübe in den Salazellen könnte auch die weitgehende Unabhängigkeit der Flotationsgeschwindigkeit von der Konzentration erklären, die einen beträchtlichen Rückstrom aus dem Schaum zur Folge hat ($x > 1$).

Die hohe Reinheit des Konzentrates der Salazellen im Vergleich zu den Krupp-Zellen ist mit dieser Vorstellung ebenfalls erklärbar: Als Folge der hohen Koaleszenz tritt eine Selbstreinigung im Schaum durch vorwiegenden Rückfall der Verunreinigungen auf. In der ersten Zelle ist die Koaleszenz und deshalb auch die Selektivität geringer.

Die Zinkgehalte im Feststoff der Konzentrate liegen bei der vierten Bemusterung durchweg niedriger als vorher, möglicher-

weise weil die entsprechenden Gehalte in den Abläufen und damit in den Zellen ebenfalls kleiner sind. Eine weitere Ursache hierfür könnte eine durch die ungleichmäßige Zugabe der Zerkleinerungsabgänge bedingte Störung sein.

4.3 Vergleich der Bemusterungen

In erster Linie lassen sich durch einen Vergleich der vier Bemusterungen untereinander die Auswirkungen der zwischenzeitlich vorgenommenen Änderungen an der technischen Anlage feststellen.

4.3.1 Die Siebanalysen

In Tabelle 4.3 sind die Siebanalysen des Zulaufs zur Zinkvorflotation zusammengestellt:

Tabelle 4.3

Fraktion [μ]	Bemusterung			
	I	II	III	IV
>80	6,9	10,0	5,1	12,4
80..63	9,9	11,0	8,5	11,0
63..36	11,3	13,2	16,5	14,1
<36	72,8	65,8	69,9	62,5

Der Anteil der Fraktion <36 μ liegt bei $3/4 \dots 2/3$, während sich der Rest mit sinkendem Anteil auf die gröber werdenden Fraktionen verteilt. Die Unterschiede zwischen den drei letzten Bemusterungen zeigen, daß die Mahl- und Klassieranlage ungleichmäßig arbeitet. Da die Bleiflotation bei der ersten Bemusterung noch nicht vorhanden war, liegt hier der

Feinkornanteil besonders hoch. Dies ist wahrscheinlich auch die Ursache dafür, daß bei den letzten Bemusterungen kein wesentlicher Unterschied in den Flotationsgeschwindigkeiten der einzelnen Kornklassen mehr gefunden wurde, während der Feinkornanteil im Konzentrat bei der ersten Bemusterung bis 96% betrug, als die Bleiflotation noch nicht vorhanden war.

4.3.2 Die chemischen Analysen

Die Ergebnisse der chemischen Analysen zeigen, daß der Zinkgehalt im Konzentrat durch Einbau der Bleiflotation und der Salazellen wesentlich erhöht werden konnte. Die Ursachen dafür wurden in den Abschnitten 4.2.2.2 und 4.2.4.2 bereits behandelt.

4.3.3 Die Luftdurchsätze

Die Luftdurchsätze der Kruppzellen wurden bei der ersten, jene der Salazellen bei der vierten Bemusterung gemessen. Ein Vergleich zeigt - trotz der ungenauen Meßmethode - , daß bei den Salazellen 4..6 mal so viel Luft durchgesetzt wird wie bei den Kruppzellen. Daß die Flotationsgeschwindigkeiten nicht im gleichen Maße, sondern nur um den Faktor 1,5 höher sind, dürfte wieder durch die größere Verweilzeit (und damit grössere Koaleszenz) des Schaumes in den Salazellen bedingt sein.

Eine Vergrößerung der Flotationsgeschwindigkeit (z.B. durch einen noch höheren Grenzflächendurchsatz G) würde sicher eine Verringerung der Selektivität mit sich bringen und deshalb nicht empfehlenswert sein.

4.3.4 Die Flotationsgeschwindigkeiten und die Selektivitäten

In Tabelle 4.4 sind die Ergebnisse der vier Bemusterungen miteinander verglichen. Während sich der Einbau der Blei-flotation und jener der Salazellen deutlich bemerkbar macht, ist zwischen der dritten und vierten Bemusterung praktisch kein Unterschied vorhanden.

Tabelle 4.4

Bemusterung Nr.	$\bar{r}_{\text{Zn}} \left[\frac{\text{kg Zn}}{\text{min}} \right]$	$\bar{f}'_{\text{Zn}} [\%]$	Bemerkungen
1	3,8	32	ohne Pb-Flot.; Krupp-Zellen
2	3,6	36	mit Pb-Flot.; Krupp-Zellen
3	5,5	44	} mit Pb-Flot.; Salazellen
4	5,4	44	

Die hier wiedergegebenen Resultate werden in Abschnitt 4.4 mit den Ergebnissen der Versuche mit der Laborzelle verglichen.

4.3.5 Ausblick

Bei weiteren Bemusterungen sollte man besonderen Wert auf eine möglichst zuverlässige Messung der Luftdurchsätze, der Blasengrößen und der Koaleszenzzahlen legen, um durch einen Vergleich der Betriebs- mit den Labormessungen die Gültigkeit der in Abschnitt 2.2 hergeleiteten Gleichungen besser überprüfen zu können.

4.4 Vergleich der Labor- mit den Bemusterungsergebnissen

Mit den in Abschnitt 3.3.1 wiedergegebenen Versuchsergebnissen und den in Abschnitt 4.2 geschilderten Ergebnissen der Bemusterungen kann nun geprüft werden, ob die in Abschnitt 2.2 aufgestellte Behauptung zutrifft, daß die dort entwickelten theoretischen Vorstellungen gleichermaßen für Labor- und technische Zellen gelten.

Da die hierfür benötigten Daten noch nicht hinreichend genau bekannt sind oder gar geschätzt werden müssen, kann eine solche Betrachtung allerdings nur zeigen, ob die aus den Ergebnissen der Versuche im Labormaßstab berechneten Betriebswerte größenordnungsmäßig richtig sind.

Für den hier gebrachten Vergleich sei Gl. (2.39) verwendet, die auch für ein Einkomponentensystem mit Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum gilt. Die Anwendung dieser Gleichung ist gerechtfertigt, da nachgewiesen wurde, daß die Verunreinigungen hauptsächlich im Zwischenlamellenvolumen ausgebracht werden.

Gl. (2.39) lautet ausführlich geschrieben (mit $\dot{g} = \dot{g}^*$):

$$\dot{r} = \frac{\pi \cdot \dot{g}}{d_B} \cdot d_K \cdot \vartheta_K \cdot \frac{c}{c + k} \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x} \right) \cdot v(x) \right]$$

mit

$$x = \frac{c}{c + k} \cdot \sqrt[3]{W}$$

Ohne Berücksichtigung des Rückstromes ($x < 1$) ergibt sich für die erste Salazelle bei der vierten Bemusterung mit $\dot{g} = 450 \text{ l/min}$ und den bereits in Abschnitt 3.3.1 verwendeten Werten für d_B , d_K , ϑ_K und k sowie mit $c = 45 \text{ g ZnS/l Trübe}$:

$$\dot{r} \approx 25 \text{ kg ZnS/min}$$

Der gemessene Wert beträgt 15,7 kg ZnS/min. Mit der Annahme einer als realistisch erscheinenden Koaleszenzzahl von $W = 20$ errechnet sich

$$\dot{r} \approx 15,7 \text{ kg ZnS/min.}$$

Da die Koaleszenzzahl nicht gemessen wurde, kann gefolgert werden, daß die Theorie eine Vorausberechnung technischer Zellen zumindest größenordnungsmäßig gestattet.

5. Versuche mit Schaumwaschung

Angeregt durch die Literatur ^{1,53,123..125)} und die Ergebnisse des Abschnittes 3.3 wurde versucht, die Selektivität der Meggener Zinkblende-Flotation durch Berieseln der in der Zelle auf der Trübe schwimmenden Schaumschicht mit Wasser zu erhöhen. Die Wirkung erklärt sich durch das Herausspülen der im Zwischenlamellenvolumen festgehaltenen Verunreinigungen.

Das Verfahren ist prinzipiell eine kontinuierliche Gegenstromwäsche. Zur Überprüfung der Effektivität der Methode wurde der Schaum einiger Salazellen in der Zinkvorflotation mit Wasser berieselt. Dazu diente ein Rohr in Zellenbreite (ca. 1,5 m), in das etwa 150 Löcher ($\varnothing$ 1 mm) gebohrt waren. Es wurde an die Wasserleitung angeschlossen und hinter dem Paddel parallel zu diesem wenige Zentimeter über dem Schaum befestigt.

Beim Berieseln wurde der Schaum teilweise zerstört. Die dadurch verursachte Verringerung der Flotationsgeschwindigkeit konnte durch erhöhte Luftzufuhr ausgeglichen werden. Der durchschnittliche Zinkgehalt im Konzentrat der ersten vier Zellen der Zinkvorflotation erhöhte sich bei gleichem r von 43,6% ohne Berieselung auf 45,2 % mit Berieselung.

Damit ist erwiesen, daß eine Berieselung des Schaumes mit Wasser die Selektivität der Flotation bei gleicher Flotationsgeschwindigkeit erhöht, wenn die steuerbaren Parameter wie Luftdurchsatz, Wasserdurchsatz usw. richtig gewählt werden. Auch dieses Ergebnis zeigt, daß ein wesentlicher Teil der Verunreinigungen im Zwischenlamellenvolumen ausgebracht wird. Da das Schaumbespritzen nicht zum eigentlichen Thema dieser Arbeit gehört, wurde in dieser Richtung nicht weitergearbeitet, obwohl sie erfolgversprechend zu sein scheint.

Zur optimalen Betriebsweise einer Schaumberieselung müssen die Einflüsse vieler Parameter untersucht werden. Z.B. betrug die Spritzwassertemperatur bei den Versuchen nur 7 °C, während die Flotation bei 20 °C gefahren wurde. Es wäre deshalb interessant, diese Versuche mit höheren Wassertemperaturen zu wiederholen. Diese könnten bis 40 °C oder auch noch höher gesteigert werden, da die Aufheizkosten bei den geringen Wasserdurchsätzen keine große Rolle spielen. Infolge der bei höherer Temperatur geringeren Viskosität des Wassers könnte die Effektivität des Verfahrens damit gesteigert werden.

Außerdem war bei den hier beschriebenen Versuchen die Konstruktion der Spritzrohre sicher noch nicht die günstigste. Vielleicht würde man mit aufgesprühtem Wasser noch bessere Resultate erhalten. Zusätzlich ließe sich die Oberflächenspannung des Wassers durch Zusätze grenzflächenaktiver Substanzen verändern und damit evtl. noch ein zusätzlicher Effekt erreichen. Weiterhin bliebe zu untersuchen, ob eine andere Reagenziendosierung z.B. zur Erzielung einer höheren Schaumstabilität beim Bespritzen vorteilhaft wäre.

6. Physikalisch-chemische Vorgänge in der Trübe

6.1 Die Oxydation des Erzes ^{72,75,78,89,99)}

Wegen des relativ stark reduzierenden Charakters des Meggener Erzes ¹¹⁴⁾ lag es nahe, daß die Konditionierungsreaktionen und die Flotierbarkeit auch von Redoxreaktionen beeinflusst werden. Zur näheren Untersuchung wurden einige Versuche angestellt, bei denen als wichtigste Größe das Redoxpotential (RP) gemessen wurde ^{115..118)}. Unter dem Redoxpotential ist in dieser Arbeit die Potentialdifferenz zwischen einer Platinelektrode und einer gesättigten Kalomelelektrode zu verstehen.

6.1.1 Die Oxydationsgeschwindigkeit des Erzes

In der Aufgabe zur Zinkvorflotation beträgt das Redoxpotential bei pH = 12,1 ca. -80 mV. Entnimmt man an dieser Stelle dem Betrieb eine Trübeprobe und hält diese unter Luftabschluß, dann ändert sich das RP mit der Zeit derart, daß es erst schnell, dann immer langsamer werdend einem Wert von ca. -300 mV zustrebt (Abb. 6.1, Kurve I). Bringt man die Trübe wieder mit Luft in Berührung, dann steigt es wieder an.

Dieses Verhalten kann folgendermaßen erklärt werden: Das RP ist ein Maß für die Konzentration des in der flüssigen Trübe phase gelösten Sauerstoffes. Das reduzierende Erz verbraucht diesen, und unter Luftabschluß sinkt die Konzentration und damit das RP, bis der Sauerstoff weitgehend verbraucht ist. Kommt die Trübe wieder mit Luft in Berührung, dann löst sich erneut Sauerstoff, das RP steigt an und die Oxydation kommt wieder in Gang.

Aus der Steigung der Kurve I in Abb. 6.1 bei -80 mV, der Trübedichte und unter der Annahme einer Sauerstoffkonzentra-

tion von ca. $10 \text{ mg O}_2/\text{l}^{119}$) bei diesem RP errechnet sich eine Oxydationsgeschwindigkeit, d.h. ein Sauerstoffverbrauch des Erzes von ca.

$$2 \frac{\text{g O}_2}{\text{min} \cdot \text{t Erz}}$$

Etwa den gleichen Wert erhält aus der Wasserstoffperoxidmenge pro Zeiteinheit, die der Trübe zuzutropfen ist, um das RP bei -80 mV konstant zu halten.

In der Zinkblende-Mittelproduktflotation, in der ein Erz flo-
tiert wird, das wesentlich länger mit Sauerstoff Kontakt hatte,
ist die Oxydationsgeschwindigkeit deutlich kleiner. Dies äus-
sert sich sowohl in einem langsameren Abfall des RP (Abb. 6.1,
Kurve II) wie auch in einem geringeren H_2O_2 -Verbrauch zur

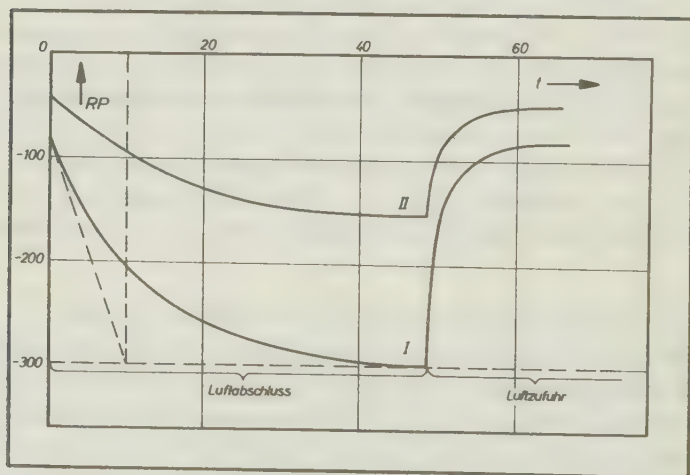


Abb. 6.1 Abhängigkeit des Redoxpotentials (RP) [mV] der Zulauftrübe zur Zinkvorflotation (Kurve I) und zur Zinkblende-Mittelproduktflotation (Kurve II) von der Zeit [min] und Luftabschluß und Zuftzufuhr.

Aufrechterhaltung des RP. Dies kann entweder durch einen weitgehenden Verbrauch von sehr feinen und/oder besonders aktiven Teilchen oder durch Bildung einer schwer durchlässigen Schicht auf den Körnern bedingt sein.

6.1.2 Die oxydierende Wirkung von Kupfer-II-sulfat

Eine dem Betrieb entnommene Trübeprobe, die noch kein Kupfersulfat und Xanthat enthält, aber schon mit Kalk auf pH 12,1 eingestellt ist, zeigt zunächst das in Abschnitt 6.1.1 beschriebene Verhalten. Die Oxydationsgeschwindigkeit liegt etwas höher, da die Trübe noch nicht die mit der Konditionierung zwangsläufig gekoppelte Belüftung erhalten hat.

Versetzt man diese Trübe bei -300 mV mit der auch im Betrieb angewandten Kupfersulfatmenge von 500 g/t, so beobachtet man die in Abbildung 6.2 dargestellte Veränderung des RP.

Die Cu^{++} -Ionen werden demzufolge in der Trübe reduziert, wahrscheinlich zu Cu^{+} -Ionen. Ob die Kupferionen vorwiegend in der zweiwertigen oder in der einwertigen Form adsorbiert werden, läßt sich mit diesem Versuch nicht entscheiden. Jedenfalls werden sie nicht nur adsorbiert, sondern reagieren auch chemisch. Dies geht auch daraus hervor, daß sich die elektrolytische Leitfähigkeit der Trübe durch den Kupfersulfatzusatz um ca. 15% vermindert. Ohne Reaktion müßte sich die Leitfähigkeit wegen des Salzcharakters des Kupfersulfates erhöhen. Außer den Redoxreaktionen sind auch noch Ausfällungsreaktionen, wie die Bildung von Kupferhydroxid (pH = 12!) denkbar.

Die Beteiligung des Kupfersulfates an den Redoxreaktionen in der Trübe wird durch Betriebserfahrungen bestätigt, nach denen bei zu geringer Vorbelüftung der Trübe der Kupfersul-

fatverbrauch höher ist. Bei ungenügender Belüftung muß das Kupfersulfat einen Teil der für eine erfolgreiche Flotation nötigen Oxydation übernehmen und steht dann nicht mehr für die Aktivierung der Zinkblende zur Verfügung ⁶¹⁾.

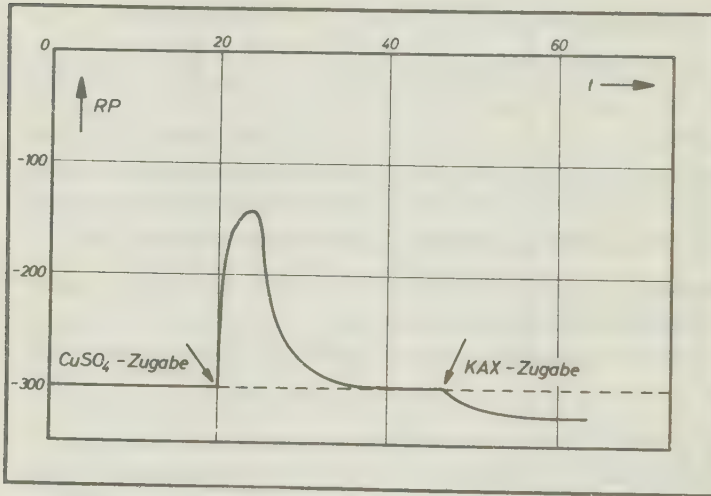
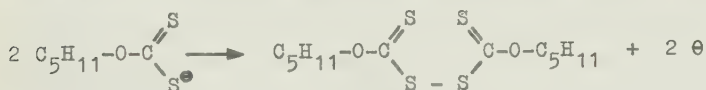


Abb. 6.2 Abhängigkeit des Redoxpotentials (RP) [mV] der Zulauftrübe zur Zinkvorflotation von der Zeit [min] unter Luftabschluß bei Zugabe von CuSO₄ und KAX.

6.2 Die Wirkung des Xanthates ^{62,66,76,84,94,98,99,101,102)}

Der Zusatz des Sammlers Kaliumamylxanthat (KAX) beeinflusst ebenfalls das Redoxpotential, aber anders als beim Kupfersulfat. Setzt man KAX in der auch im Betrieb angewandten Menge von ca. 150 g/t der Trübe bei -300 mV unter Luftabschluß zu, so fällt das RP - langsamer als beim CuSO₄-Zusatz - auf ca. -325 mV und verändert sich nach einiger Zeit nicht mehr wesentlich (Abb. 6.2). Das Xanthat wirkt also auch bei -300 mV noch reduzierend, d.h., es wird selbst oxydiert. Diese Oxydation wird unter Betriebsbedingungen (-80 mV) noch stärker sein und schneller vor sich gehen.

Als Oxydationsprodukt entsteht vermutlich Dixanthogen



oder kurz:



dem in der Literatur ^{83,92,98)} die eigentliche Sammlerwirkung zugeschrieben wird.

Um weitere Einsicht in die Vorgänge bei der Oxydation des Xanthates zu erhalten, wurde die Xanthatrestkonzentration (XRK) photometrisch bei 300 nm als Funktion der Zeit bei verschiedenen Redoxpotentialen gemessen. Diese Methode ist in der Literatur oft beschrieben und hat sich für XRK-Messungen anscheinend bewährt. Trotzdem ist sie nicht ganz unproblematisch, da für eine fehlerfreie Messung verschiedene Voraussetzungen erfüllt sein müssen: der Feststoff muß vollständig abfiltriert sein, die Bestimmung ist sofort durchzuführen, da sich das Xanthat weiter zersetzt, und es muß gegen eine Vergleichslösung photometriert werden, die aus

der gleichen Trübe unmittelbar vor dem Xanthatzusatz erhalten wurde, damit die Absorption störender Substanzen kompensiert wird.

Zunächst wurde eine Trübe von pH 12,1, die noch kein Kupfersulfat und KAX enthielt, bis zu einem RP von -330 mV unter Luftabschluß gehalten und dann 150 g KAX/ t Erz zugegeben. Die gemessene XRK als Funktion der Zeit ist in Abb. 6.3, Kurve I halblogarithmisch dargestellt. Mit ca. 100 mg/l ist die XRK recht hoch und ändert sich nur langsam.

Bei Verwendung einer mit 500 g CuSO_4 / t Erz versetzten Trübe bei fast gleichem RP beträgt der Anfangswert der XRK nur noch ca. 30 mg KAX/l (Kurve II), und die darauf folgende weitere Konzentrationsabnahme erfolgt mehr als 30mal schneller als beim ersten Versuch. Noch geringer werden die XRK bei höherem RP (Kurven III und IV). Offensichtlich hat man zwei verschiedene Reaktionen zu unterscheiden: eine sehr schnelle Reaktion unmittelbar nach der Xanthatzugabe und eine sich daran anschließende langsamere Reaktion, die sich mit einem

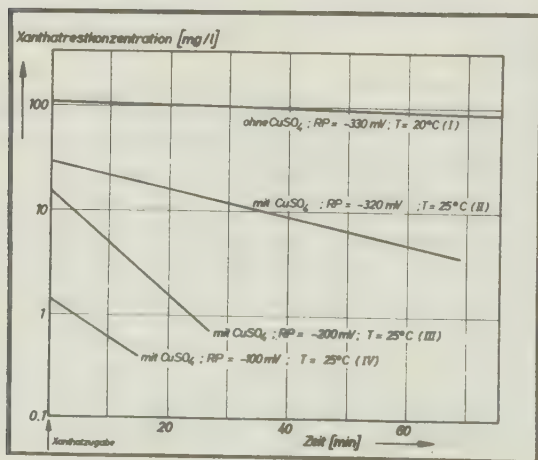


Abb. 6.3

Geschwindigkeitsgesetz erster Ordnung beschreiben läßt. Die chemischen Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten k_X in der Reaktionsgeschwindigkeitsgleichung $-r_X = k_X \cdot c_X$ (r_X : Reaktionsgeschwindigkeit $\left[\frac{g}{l \cdot min} \right]$, c_X : XRK $\left[\frac{g}{l} \right]$) betragen:

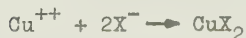
$$k_X^I = 0,05/h ; k_X^{II} = 1,7/h ; k_X^{III} = 6,8/h \text{ und } k_X^{IV} = 5,4/h.$$

Mit den bisher vorliegenden Ergebnissen läßt sich dieses Verhalten noch nicht eindeutig interpretieren. Für die schnelle Reaktion zu Beginn könnte eine erhöhte Absorptionsfähigkeit des Erzes durch das höhere RP, aber auch eine schnelle Oxydation des Xanthates durch an dem Erz adsorbierten Sauerstoff verantwortlich sein.

Es ist aber auch denkbar, daß - je nach RP und damit unterschiedlichem Verhältnis der Cu^+ - zur Cu^{++} -Konzentration - die Xanthationen zunächst nach



bzw.



ausgefällt werden 98).

Aus CuX (Kupfer-I-xanthogenat) könnte nach



und aus CuX_2 (Kupfer-II-xanthogenat) nach



das sammelnd wirkende Dixanthogen X_2 entstehen.

Die langsamere Reaktion erster Ordnung wäre dann entweder durch



oder, falls es sich bei dieser Reaktion um eine "Umfällung" (d.h. Bildung des schwerer löslichen CuX aus dem leichter löslichen CuOH) handelt, durch die Auflösungsgeschwindigkeit des CuOH zu erklären.

Es bleibt weiteren Untersuchungen vorbehalten, diese Vermutungen zu überprüfen.

6.3 Der Einfluß des Oxydationszustandes des Erzes auf den Flotationserfolg

Wegen der vielen möglichen physikalisch-chemischen Vorgänge während der Trübekonditionierung sind die tatsächlich ablaufenden Reaktionen noch unbekannt. Zur weiteren Aufklärung sind zusätzliche Untersuchungen erforderlich.

Übereinstimmend mit der Literatur ^{4,60)} steht jedoch fest, daß der Sauerstoffgehalt der Trübe den Flotationserfolg signifikant beeinflusst. Für das Meggener Erz wurde dies durch folgende Versuche nachgewiesen.

Einerseits wurde in der in Abschnitt 3.1.1 beschriebenen Apparatur ein Flotationsversuch durchgeführt, bei dem die der Zelle zulaufende Trübe ein Redoxpotential von -300 mV hatte, also einige Zeit unter Luftabschluß war (Versuch Nr. 1). In der Zelle hatte die Trübe ebenfalls -300 mV, da für die Flotation Stickstoff anstatt Luft verwendet wurde und der Luftsauerstoff dadurch ausgeschaltet war. Die Weiteroxydation war damit auch in der Zelle unterbunden.

Bei einem zweiten Versuch wurde bei sonst gleichen Bedingungen mit Luft flotiert, und das RP in der Zelle betrug deshalb ca. -80 mV.

Bei einem dritten Versuch schließlich hatte die Trübe einige Zeit vor und während der Flotation ein RP von -80 mV. Dies entspricht normalen Betriebsbedingungen. Bei allen Versuchen wurde eine bereits im Betrieb konditionierte Trübe verwendet. Versuchsergebnisse:

Versuch Nr.	RP _{vor} [mV]	RP _{Zelle} [mV]	$\dot{r}^* \left[\frac{\text{g ZnS}}{\text{min}} \right]$	$f'_{\text{Zn}} [\% \text{ Zn}]$
1	- 300	- 300	13,3	41
2	- 300	- 80	16,7	43
3	- 80	- 80	19,5	48

Die besten Ergebnisse wurden also sowohl bezüglich der Flotationsgeschwindigkeit wie auch im Hinblick auf den Konzentratgehalt bei einem RP von ca. -80 mV erhalten, das schon einige Zeit vor der Flotation in der Trübe bestand.

Aus diesen Ergebnissen ist zu schließen, daß weniger der Oxydationsgrad des Erzes, sondern vielmehr der während der Flotation gerade vorliegende Oxydationszustand der Erzoberfläche den Flotationserfolg beeinflusst, da bei gleichem Oxydationsgrad, aber unterschiedlichem RP verschiedene Ergebnisse erzielt werden: Bei einem im Betrieb durchgeführten Versuch betrug z.B. $\dot{r}^* = 20 \text{ g ZnS/min}$ und $f'_{\text{Zn}} = 46\% \text{ Zn}$. Wurde die gleiche Trübe jedoch einige Zeit unter Luftabschluß gehalten und dann unter sonst gleichen Bedingungen mit Stickstoff flotiert, dann war $\dot{r}^*$ nur 13,3 g ZnS/min und f'_{Zn} nur 41% Zn.

Bei beiden Versuchen war der Oxydationsgrad praktisch gleich, da beide Trüben gleich viel Sauerstoff erhielten.

Beim zweiten Versuch war jedoch der Sauerstoff in der flüssigen Trübe von dem reduzierendem Erz praktisch vollständig verbraucht. Damit war der Oxydationszustand der Erzoberfläche gegenüber dem ersten Versuch verändert. Möglicherweise reduziert das Erz unter Luftabschluß das auf der Erzoberfläche adsorbierte Dixanthogen zu weniger wirksamen Xanthationen



die dann wieder teilweise desorbiert werden könnten, analog, wie man durch Zugabe von Na_2S Xanthate von Erzoberflächen desorbieren kann.

Es wäre denkbar, daß sich in der Nähe der Erzoberfläche ein Sauerstoffkonzentrationsprofil ähnlich dem in Abb. 6.4 dargestellten ausbildet, da der Sauerstoff laufend an der Oberfläche verbraucht wird und für dessen Nachlieferung eine Konzentrationsdifferenz zwischen der Erzoberfläche und der tur-

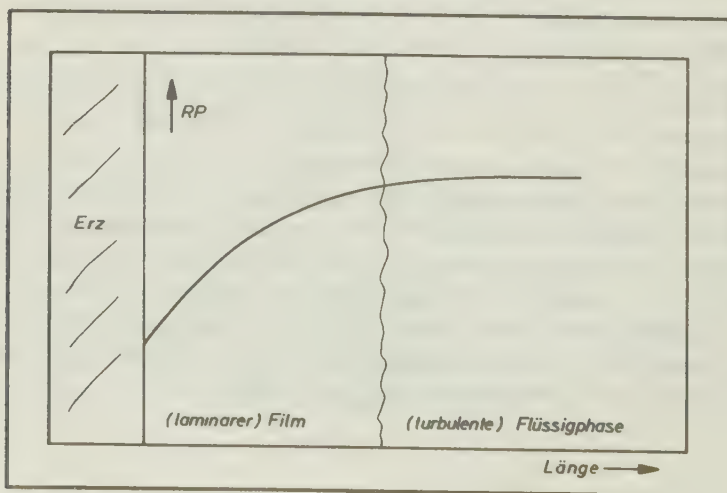


Abb. 6.4

bulent durchmischten flüssigen Phase vorhanden sein muß. Ist das RP und damit die Sauerstoffkonzentration $[O_2]$ in der Flüssigkeit niedrig, dann ist dies auch an der Ersoberfläche der Fall, und X_2 kann zu X^- reduziert werden. Bei ausreichend hohem RP in der turbulenten Flüssigkeit ist auch $[O_2]$ an der Ersoberfläche hoch genug, damit X^- zu X_2 oxydiert werden kann.

6.4 Vergleiche mit der Literatur

In der Literatur ¹²⁰⁾ wird vorgeschlagen, die XRK an einer geeigneten Stelle im Betrieb zu messen und damit die zulaufende Xanthatmenge zu regeln. Dabei wird von der Annahme ausgegangen, daß sich zwischen adsorbiertem und gelöstem (Rest-)Xanthat ein Gleichgewicht einstellt.

Aus den oben wiedergegebenen Versuchsergebnissen geht jedoch hervor, daß diese Annahme für das Meggener Erz nicht zutrifft, da unter Betriebsbedingungen nach einiger Zeit kein gelöstes Xanthat mehr nachweisbar war. Eine Regelung der Xanthatzugabe über die XRK läßt sich demnach nicht so einfach durchführen. Dafür müßten vielmehr alle Größen, die die Adsorptionsgeschwindigkeit des Xanthates beeinflussen, wie z.B. Temperatur, Kupfersulfatmenge (evtl. auch Cu^{++} -bzw. Cu^+ -Restkonzentration), Trübedichte, Ersoberfläche (Aufmahlungsgrad), Redoxpotential und sicher auch der pH-Wert und Konzentrationen einiger anderer Stoffe, bekannt sein und berücksichtigt werden.

CLEMENT und SCHMITT ¹²¹⁾ untersuchten u.a. die XRK bei der Zinkflotation des Meggener Erzes im Körnungsbereich 25 .. 5 μ . Sie fanden, daß die Adsorption des Sammlers nach wenigen Minuten beendet war. Im Gegensatz zu den hier geschilderten Ergebnissen stellten sie jedoch auch nach dieser Zeit noch eine meßbare XRK (ca. 2 mg/l) fest. Es ist unwahrscheinlich, daß diese Diskrepanz von dem unterschiedlichen Körnungsaufbau herrührt. Die mit 800 g $CuSO_4$ /t Erz um 300 g/t höhere

Kupfersulfatmenge kann nur niedrigere, aber keine höheren XRK-Werte erklären. Da die Autoren nicht angeben, ob sie gegen eine Vergleichsprobe aus der gleichen Trübe unmittelbar vor dem Xanthatzusatz photometrierten, bleibt als Erklärung, daß dies nicht der Fall war. Dies gilt möglicherweise auch für andere Autoren ^{122,65)}, die ebenfalls nicht explizit angeben, ob gegen eine Vergleichsprobe photometriert wurde.

7. Zusammenfassung und Ausblick

In der hier vorliegenden Arbeit wurden aus der Analogie der Flotation zur Adsorption mit Hilfe des von LANGMUIR entwickelten Gedankenganges flotationskinetische Gleichungen hergeleitet. Diese besagen, daß sich die Flotationsgeschwindigkeit aus dem Grenzflächendurchsatz und der Beladung dieser Grenzfläche ergibt. Die zunächst für ein Einkomponentensystem durchgeführte Rechnung wurde auf ein solches mit beliebig vielen Komponenten verallgemeinert und zusätzlich die Vorgänge in der Schaumphase berücksichtigt. Es wurden Beziehungen für Flotationsgeschwindigkeiten und Selektivitäten angegeben, die nur physikalisch klar definierte und prinzipiell meßbare Größen enthalten. Die erhaltenen Gleichungen gestatten es grundsätzlich, Flotationsgeschwindigkeit und Selektivität einer technischen Zelle aus den Ergebnissen von Laborversuchen vorzuberechnen.

Aus Versuchen mit Glaskugeln als Modellschubstanz und durch einen Vergleich der Ergebnisse von Flotationen eines komplexen sulfidischen Erzes in Labor und Betrieb ergaben sich Hinweise auf eine Brauchbarkeit der Methode.

Da nicht genügend experimentelle Daten zur Verfügung standen, konnte nur gezeigt werden, daß die theoretischen Vorstellungen die Realität größenordnungsmäßig richtig beschreiben. Mit den Ergebnissen der bisher durchgeführten Vergleiche scheint diese Theorie jedoch ein brauchbarer Ansatz für weitere Untersuchungen zu sein.

Zur exakteren Überprüfung sollten in weiteren Untersuchungen besonders die Blasengröße in Abhängigkeit von Luftdurchsatz und Flotationsgeschwindigkeit (Schäumergehalt der Trübe) in Labor- und technischen Zellen gemessen werden. Zur Überprüfung der Vorstellungen über die Vorgänge im Schaum sollte in erster Linie die Koaleszenzzahl W , besonders in technischen Zellen, und deren Abhängigkeit von der Verweilzeit des Schaumes in der Zelle untersucht werden.

In einem anderen Teil dieser Arbeit wurde gezeigt, daß das Redoxpotential eine nützliche Information über die physikochemischen Vorgänge in der Trübe bei der Flotation eines komplexen sulfidischen Erzes ist, ähnlich dem pH-Wert. Auch hierbei werden weitere Untersuchungen sicher noch nähere Aufschlüsse über die komplizierten Zusammenhänge zwischen Redoxpotential, Einwirkzeiten, pH-Wert, Reagenzienmengen und -restkonzentrationen mit dem Flotationserfolg bringen.

Zur Gewinnung eines Überblicks über die Wirksamkeit der verschiedenen Parameter bei einer Kaskade von Flotationszellen wird eine Simulation auf einem Analog- oder Digitalrechner empfehlenswert sein.

Anhang

A 1. Berechnung eines Zweistoffsystems ohne Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum

In einer Trübe seien zwei in Korndurchmesser (d_{K1}, d_{K2}), Dichte (ρ_{K1}, ρ_{K2}) und Geschwindigkeitskonstanten der Haftung (b_{11}, b_{21}) und des Losreißen von den Blasen (b_{12}, b_{22}) unterscheidbare Partikelsorten vorhanden.

Entsprechend Gl. (2.14) gilt:

$$b_{11} \cdot (\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c_1 = b_{12} \cdot \dot{a}_{1b}$$

$$b_{21} \cdot (\dot{a} - \dot{a}_b) \cdot c_2 = b_{22} \cdot \dot{a}_{2b}$$

($\dot{a}_{1b}, \dot{a}_{2b}$: vom Stoff 1 bzw. 2 besetzte Fläche; c_1, c_2 : Konzentration des Stoffes 1 bzw. 2)

und

$$\dot{a}_b = \dot{a}_{1b} + \dot{a}_{2b} \quad (2.42)$$

und mit

$$\frac{b_{12}}{b_{11}} = k_1 \quad ; \quad \frac{b_{22}}{b_{21}} = k_2$$

$$\frac{\dot{a}_{1b}}{\dot{a}_{2b}} = \frac{k_2 c_1}{k_1 c_2}$$

Weiter folgt

$$\dot{a}_{1b} = \frac{c_1 \cdot (\dot{a} - \dot{a}_{2b})}{k_1 + c_1} = \frac{c_2 \cdot (\dot{a} - \dot{a}_{2b}) - k_2 \cdot \dot{a}_{2b}}{c_2}$$

$$\dot{a}_{2b} = \frac{c_2 \cdot (\dot{a} - \dot{a}_{1b})}{k_2 + c_2} = \frac{c_1 \cdot \dot{a} - \dot{a}_{1b} \cdot (k_1 + c_1)}{c_1}$$

und daraus

$$\dot{a}_{1b} = \dot{a} \cdot \frac{c_1 \cdot k_2}{k_1 k_2 + k_1 c_2 + k_2 c_1} = \frac{\dot{a}}{1 + \frac{k_1}{c_1} \left(1 + \frac{c_2}{k_2}\right)}$$

$$\dot{a}_{2b} = \dot{a} \cdot \frac{c_2 \cdot k_1}{k_1 k_2 + k_1 c_2 + k_2 c_1} = \frac{\dot{a}}{1 + \frac{k_2}{c_2} \left(1 + \frac{c_1}{k_1}\right)}$$

$$\dot{a}_b = \dot{a} \cdot 1 - \frac{1}{1 + \frac{c_1}{k_1} + \frac{c_2}{k_2}}$$

(vgl. Gl. (2.15)).

Nun können die Bedeckungsgrade (p_1, p_2) und Beladungen (B_1, B_2) für die Stoffe 1 und 2 und diejenigen für die Summe beider Stoffe (p, B) eingeführt werden:

$$p_1 = \frac{c_1 \cdot k_2}{k_1 k_2 + k_1 c_2 + k_2 c_1} = \frac{1}{1 + \frac{k_1}{c_1} \left(1 + \frac{c_2}{k_2}\right)} \quad (2.43)$$

$$p_2 = \frac{c_2 \cdot k_1}{k_1 k_2 + k_1 c_2 + k_2 c_1} = \frac{1}{1 + \frac{k_2}{c_2} \left(1 + \frac{c_1}{k_1}\right)} \quad (2.44)$$

$$p = p_1 + p_2 = \frac{c_1 k_2 + c_2 k_1}{k_1 k_2 + k_1 c_2 + k_2 c_1} = 1 - \frac{1}{1 + \frac{c_1}{k_1} + \frac{c_2}{k_2}} \quad (2.45)$$

$$h_1 = d_{K1} \cdot q_{K1} \quad (2.46)$$

$$h_2 = d_{K2} \cdot q_{K2} \quad (2.47)$$

$$B_1 = p_1 \cdot h_1 \quad (2.48)$$

$$B_2 = p_2 \cdot h_2 \quad (2.49)$$

$$B = p_1 h_1 + p_2 h_2 \quad (2.50)$$

Damit erhält man

$$\dot{a}_{1b} = \dot{a} \cdot p_1 \quad (2.51)$$

$$\dot{a}_{2b} = \dot{a} \cdot p_2 \quad (2.52)$$

$$\dot{a}_b = \dot{a} \cdot p \quad (2.53)$$

Nun ist, analog Gl. (2.17),

$$\dot{r}_T = \dot{r}_{1T} + \dot{r}_{2T}$$

$$\dot{r}_{1T} = \dot{r}_{1max} \cdot \frac{\dot{a}_{1b}}{\dot{a}_{1bmax}} \quad (2.54)$$

$$\dot{r}_{2T} = \dot{r}_{2max} \cdot \frac{\dot{a}_{2b}}{\dot{a}_{2bmax}}$$

$$\dot{r}_T = \frac{\dot{r}_{1max}}{\dot{a}_{1bmax}} \cdot \dot{a}_{1b} + \frac{\dot{r}_{2max}}{\dot{a}_{2bmax}} \cdot \dot{a}_{2b} \quad (2.55)$$

$$\dot{r}_{1max} = M_{1K} \cdot \dot{n}_{1K}$$

$$M_{1K} = v_{K1} \cdot q_{K1} = \frac{\pi}{6} d_{K1}^3 \cdot q_{K1} = \frac{\pi}{6} d_{K1}^2 \cdot h_1$$

$$\dot{n}_{1K} = \frac{\dot{a}_{1bmax}}{\dot{a}_{K1}} = \frac{\dot{a}_{1bmax}}{d_{K1}^2}$$

$$\dot{r}_{1max} = \frac{\pi}{6} \cdot h_1 \cdot \dot{a}_{1bmax} \quad (2.56)$$

$$\dot{r}_{2\max} = M_{2K} \cdot \dot{n}_{2K} = \frac{\pi}{6} \cdot h_2 \cdot \dot{a}_{2b\max} \quad (2.57)$$

Gl. (2.51), (2.52), (2.56), (2.57) und (2.50) in (2.55) eingesetzt liefert:

$$\dot{r}_T = \frac{\pi}{6} \cdot \dot{a} \cdot (h_1 p_1 + h_2 p_2) = \frac{\pi}{6} \cdot \dot{a} \cdot B$$

oder mit

$$\dot{a} = \dot{n}_B \cdot a_B = \dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2$$

und Gl. (2.19):

$$\dot{a} = \frac{6 \cdot \dot{g}}{d_B} \quad (2.58)$$

sowie Gl. (2.24) und (2.25a)

$$\dot{r}_T = \dot{G} \cdot B \quad (2.59)$$

Mit $p_1 = 0$ oder $p_2 = 0$ geht Gl. (2.59) in Gl. (2.25) über.

Aus den Gleichungen (2.54), (2.51), (2.58), (2.24), (2.25a) und (2.48) ergibt sich für die Flotationsgeschwindigkeit des Stoffes 1:

$$\dot{r}_{1T} = \dot{G} \cdot B_1 \quad (2.60)$$

und entsprechend für den Stoff 2:

$$\dot{r}_{2T} = \dot{G} \cdot B_2 \quad (2.61)$$

Der Konzentratgehalt oder die Selektivität, bezogen auf den Stoff 1, ist

$$f_{1T} = \frac{\dot{r}_{1T}}{\dot{r}_T} = \frac{\dot{r}_{1T}}{\dot{r}_{1T} + \dot{r}_{2T}} = \frac{B_1}{B}$$

$$f_{1T} = \frac{1}{1 + \frac{B_2}{B_1}} = \frac{1}{1 + \frac{h_2 \cdot c_2 \cdot k_1}{h_1 \cdot c_1 \cdot k_2}} \quad (2.62)$$

A.2. Berechnung eines Zweistoffsystems mit Berücksichtigung des Rückstromes aus dem Schaum

A.2.1 Erster Grenzfall

Mit den Gleichungen (2.51), (2.52), (2.32) und (2.33) wird aus Gl. (2.64):

$$x_1 = p \cdot \sqrt[3]{W} \quad (2.68)$$

Ebenso aus Gl. (2.65):

$$\dot{a}_R = \dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2 \cdot p \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)$$

aus Gl. (2.66):

$$\dot{a}_{1R} = \dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2 \cdot p_1 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)$$

und aus Gl. (2.67):

$$\dot{a}_{2R} = \dot{n}_B \cdot \pi \cdot d_B^2 \cdot p_2 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)$$

Einarbeitung der Gl. (2.19) und (2.24) führt zu:

$$\dot{a}_R = \frac{6 \cdot \sqrt[3]{g^*}}{d_B} \cdot \dot{g}^{2/3} \cdot p \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) \quad (2.69)$$

$$\dot{a}_{1R} = \frac{6 \cdot \sqrt[3]{g^*}}{d_B} \cdot \dot{g}^{2/3} \cdot p_1 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) \quad (2.70)$$

Benutzt man nun die modifizierten Gleichungen (2.36), (2.37) und (2.21) mit Gl. (2.69) und (2.70), dann führt dies zu

$$\dot{r}_{1R} = \dot{n}_{1KR} \cdot M_{1K} = \dot{n}_{1KR} \cdot v_{K1} \cdot \varrho_{K1}$$

$$\dot{n}_{1KR} = \frac{\dot{a}_{1R}}{a_{1K}}$$

und analog

$$\dot{n}_{2KR} = \frac{\dot{a}_{2R}}{\dot{a}_{2K}}$$

$$\dot{r}_R = \dot{n}_{1KR} \cdot v_{K1} \cdot g_{K1} + \dot{n}_{2KR} \cdot v_{K2} \cdot g_{K2}$$

$$\dot{r}_R = \frac{\pi}{6} \cdot (h_1 \cdot \dot{a}_{1R} + h_2 \cdot \dot{a}_{2R})$$

$$\dot{r}_R = \frac{\pi \cdot \sqrt{g_*}}{d_B} \cdot g^{2/3} \cdot (h_1 p_1 + h_2 p_2) \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)$$

$$\dot{r}_{1R} = \dot{G} \cdot h_1 p_1 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1)$$

oder

$$\dot{r}_R = \dot{G} \cdot B \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) \quad (2.71)$$

$$\dot{r}_{1R} = \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) \quad (2.72)$$

Für die resultierenden Flotationsgeschwindigkeiten

$$\dot{r} = \dot{r}_T - \dot{r}_R \quad (2.26)$$

und

$$\dot{r}_1 = \dot{r}_{1T} - \dot{r}_{1R} \quad (2.26a)$$

erhält man mit Hilfe der Gl. (2.59) und (2.60):

$$\dot{r} = \dot{G} \cdot B \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) \right] \quad (2.73)$$

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x_1}\right) \cdot v(x_1) \right] \quad (2.74)$$

Für die Selektivität der Flotation, bezogen auf den Stoff 1, folgt analog Gl. (2.62)

$$f_1 = \frac{\dot{r}_1}{\dot{r}} = \frac{1}{1 + \frac{h_2 \cdot c_2 \cdot k_1}{h_1 \cdot c_1 \cdot k_2}} \quad (2.75)$$

A.2.2 Zweiter Grenzfall

Wie im ersten Grenzfall gilt auch hier

$$x_1 = p \cdot \sqrt{W} \quad (2.68)$$

Mit den Gleichungen (2.51), (2.52), (2.32) und (2.33) erhält man für

$$x_2 = p_1 \cdot \sqrt{W}$$

Der Abb. 2.6 entnimmt man

$$\dot{a}_{1R} = (\dot{a}_{1b} - \dot{a}_s) \cdot v(x_2)$$

Daraus wird mit den Gleichungen (2.51), (2.32) und (2.33)

$$\dot{a}_{1R} = \pi \cdot \dot{n}_B \cdot d_B^2 \cdot p_1 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_2}\right) \cdot v(x_2)$$

Einarbeitung der Gl. (2.19) und (2.24) führt zu:

$$\dot{a}_{1R} = \frac{6 \cdot \sqrt[3]{g^*}}{d_B} \cdot g^{2/3} \cdot p_1 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_2}\right) \cdot v(x_2)$$

Mit einer dem ersten Grenzfall analogen Rechnung ergibt sich hieraus:

$$\dot{r}_{1R} = \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left(1 - \frac{1}{x_2}\right) \cdot v(x_2)$$

und aus

$$\dot{r}_1 = \dot{r}_{1T} - \dot{r}_{1R}$$

mit Gl. (2.60)

$$\dot{r}_1 = \dot{G} \cdot B_1 \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{1}{x_2} \right) \cdot v(x_2) \right] \quad (2.76)$$

Da Gl. (2.73) - wie man sich durch Vergleich der Abb. 2.5 und 2.6 leicht überzeugt - auch hier gilt, erhält man für die Selektivität:

$$f_1 = \frac{\dot{r}_1}{\dot{r}}$$

$$f_1 = \frac{B_1}{B} \cdot \frac{1 - \left(1 - \frac{1}{x_2} \right) \cdot v(x_2)}{1 - \left(1 - \frac{1}{x_2} \right) \cdot v(x_1)} \quad (2.77)$$

A.3 Literaturverzeichnis

- 1) KLASSEN, V.I., MOKROUSOV, V.A.: "An Introduction to the Theorie of Flotation", (Übers.a.d.Russ.), Butterworths, London (1963).
- 2) GAUDIN, A.M.: "Flotation", New York-Toronto-London (1957).
- 3) FUERSTENAU, D.W.: "Froth Flotation, 50th Anniversary Volume", New York (1962).
- 4) TAGGART, A.F.: "Handbook of Mineral Dressing", New York-London-Sydney (1966).
- 5) Minerals Yearbook, U.S. Bureau of Mines, Div.of Minerals (1960).
- 6) HEIDE, B.: Erzmetall, 21 (1968) 4, 155.
- 7) "Messen und Regeln in der Aufbereitung", Stuttgart (1968).
- 8) IOOS, E.: Staub, 25 (1965) 12, 540.
- 9) STEINER, H.J.: Erzmetall, 19 (1966) 6, 275.
- 10) idem: Radex-Rundschau, (1965) 6, 733.
- 11) SPURNÝ, J., DOBIÁŠ, B.: III. Int. Kongr. f. Grenzflächenaktive Stoffe, Köln (1960).
- 12) MIESSNER, H. (Hrsg.): "Fortschritte der Verfahrenstechnik", Weinheim (ab 1954).
- 13) SPURNÝ, J., DOBIÁŠ, B.: Chemické listy (Prag), 57 (1963) 5, 449.
- 14) MERLIN u. GAZO: Revue de l'Industrie Minérale, Nr. 172, (Febr. 1928).

- 15) SCHUHMANN, R.: J. phys.chem., 46 (1942) 891.
- 16) ZUNIGA, H.G.: Bol. Minero Soc. nac. mineral (Santiago, Chile), 47 (1935) 83.
- 17) BELOGLAZOV, K.V.: Forschungsbericht des Leningrader Montanistischen Institutes (1935).
- 18) idem: Cvetnye metally, 2 (1939) 70.
- 19) IMAIZUMI, T., INOUE, T.: 6.Int. Min. Proc. Congr., Cannes (1963), Druck 38 H.
- 20) idem: Min. met. Inst. Japan, 82 (1966) 437, 937.
- 21) idem: 8.Int. Min. Proc. Congr., Leningrad (1968), Druck S-15.
- 22) BROWN, D.J., SMITH, H.G.: Trans. Int. Min. Engr., 113 (1954) 1001.
- 23) idem: Coll. Eng. 31 (1954) 245.
- 24) DE BRUYN, P.L., MODI, H.J.: Min. Eng., 8 (1956) 415.
- 25) LACZNAR, F.J.: J.sci. ind. Res. (Indien), 19B (1960) 11, 425.
- 26) MORRIS, T.M.: Trans. AIME, 193 (1952) 794.
- 27) JOWETT, A., SAFVI, S.S.M.: ibid, 217 (1960) 351.
- 28) GRÜNDER, W., KADUR, E.: Metall und Erz, 37 (1940) 18, 367.
- 29) WOODBURN, E.T., LOVEDAY, B.K.: J.South. Afr. Mining Met., 65 (1965) 12, 612.
- 30) idem. 66 (1966) 11, 649.

- 31) JOWETT, A.: Brit. Chem. Eng., 6 (1961), 254.
- 32) idem: ibid, 11 (1966), 330.
- 33) SPURNÝ, J., DOBIÁŠ, B., HEYL, V.: Collection Czechoslov. Chem. Comm., 22 (1957) 1530.
- 34) BENNET, A.J.R., CHAPMAN, W.R., DELL, G.C.: 3rd Int. Coal Prep. Congr., Liège (1958).
- 35) ARBITER, N.: Trans. AIME, 190 (1951) 791.
- 36) HUKKI, R.T.: idem, 196 (1953) 1122.
- 37) MITROFANOV, S.I.: Gvetnye metally, 26 (1953) 5, 29.
- 38) idem: ibid, 27 (1954) 3, 7.
- 39) FRUMKINA, R.A.: ibid, 30 (1957) 8, 34.
- 40) HORST, W.E.: Min. Eng., 10 (1958) 11, 1182.
- 41) HORST, W.R., MORRIS, T.M.: Engng. Min. J., 157 (1956) 10, 81.
- 42) HUBER-PANU, I.: Rev. Roum. Sci. Techn. Met. (Bukarest), 10 (1965) 1, 5.
- 43) idem: ibid, 9 (1964), 1, 3.
- 44) idem: ibid, 12 (1967) 1, 5.
- 45) idem: Aufbereitungstechnik, 8 (1967) 9, 465.
- 46) ARBITER, N., HARRIS, C.C., in 3).
- 47) TOMLINSON, H.S., FLEMING, M.G.: 6.Int. Min. Proc. Congr., Cannes (1963).

- 48) HARRIS, C.C., JOWETT, A., GHOSH, S.K.: Trans. AIME, 229 (1963) 444.
- 49) SUTHERLAND, K.L.: J. phys. chem., 52 (1948) 394.
- 50) KELSALL, D.F.: Bull. Inst. of Min. Met., 650 (1961) 191.
- 51) VOLIN, M.E., SWAMI, D.V.: 7.Int. Min. Proc. Congr., New York (1964).
- 52) LEVENSPIEL, O.: "Chemical Reaction Engineering", New York, London (1962).
- 53) Anonym: Eng. & Min. J., 166 (1965) 1, 76.
- 54) AHMED, S.M.: Can. J. Chem., 44 (1966) 1663.
- 55) AHMED, S.M., VAN CLEAVE, A.B.: Can. J. Chem. Engng., 43 (1965) 2, 23.
- 56) BENES, M.: Rudy (Prag), 13 (1965) 6, 15.
- 57) BOGDANOV, O.S., HAINMAN, V.J., MAXIMOV, I.I.: Int. Min. Proc. Congr., New York (1964).
- 58) BOGDANOV, O.S., MAXIMOV, I.I., CHAINMAN, V.J.: Obogašćenje rud (Mechanobr, Leningrad), 8 (1963) 5, 16.
- 59) BRÖTZ, W.: Mitt. a.d. Arbeitsbereich der Metallgesellschaft AG, 8 (1965).
- 60) BURKIN, A.R. et al.: Int. Min. Proc. Congr., New York (1964).
- 61) BUSHELL, C.H.G., KRAUSS, C.J.: Can. Min. Met. Bull., 65 (1962) 185.
- 62) BUSHELL, C.H.G.: idem, 68 (1965) 327.
- 63) CHANG, M.Y., ROBERTSON, A.A.: Can. J. Chem. Eng., 45 (1967) 2, 66.

- 64) CLEMENT, M.: Freiburger Forschungshefte, A 401 (1966) 53.
- 65) CIBULKA, J., KASPAR, J., ROTTER, R.: Int. Min. Proc. Congr., New York (1964).
- 66) CIBULKA, J., KONOPLIJOVA, N.: Freiburger Forschungshefte A 326 (1964) 125.
- 67) CORDES, H., ISENHARDT, F., SALZMANN, G.: Erzmetall, 17 (1964), 9.
- 68) DAVIS, W.J.N.: Proc. Austr. Inst. Min. Met., (1964) 212, 61.
- 69) DERJAGUIN, B.V., DUKHIN, S.S.: Trans. Inst. Min. Met., 70 (1960) 221.
- 70) HAGIHARA, H.: J. phys. chem., 56 (1952) 610.
- 71) HARRIS, C.C., RIMMER, H.W.: Bull. Inst. Min. Met., Trans. Sec. C, 75 (1966) 715.
- 72) HOLMSEN, T.W.: Min. Mag., 117 (1967) 2, 86.
- 73) STOLZE, F.: Aufbereitungstechnik, 4 (1963) 1, 1.
- 74) MACKENZIE, J.M.W., MATHESON, GH.: Trans. Soc. Min. Eng., 224 (1963) 68.
- 75) MAJIMA, H., PETERS, E.: Am. Inst. Min. Met. Petr. Eng., Ann. Meet. (1966).
- 76) MAJIMA, H.: Sci. Rep. Ritu A-Vol., 13 (1961) 3, 183; 6, 433.
- 77) MANCA, G.: Ind. Miner. (Rom), 18 (1967) 9, 370.
- 78) MEYER, G.: SVF-Fachorgan, 13 (1958) 8, 492.
- 79) MORRIS, T.M., EDWARDS, R.M.: Min. Engng., 16 (1964) 8, 67.
- 80) NESTEROV, G.S.: Cvetnye metally (Moskau), 35 (1962) 9, 12.

- 81) NUTT, C.W.: Chem. Eng. Sc., 12 (1960) 133.
- 82) PATARAIA, D., SCHNEIDER, W.: Bergakademie, 20 (1968) 4, 223.
- 83) PLAJSIN, I.N., SHAFEEV, R.S.: Trans. Inst. Min. Met., 72 (1962/63) 715.
- 84) PLAJSIN, I.N., OKOLOVIČ, A.M.: in: Kontrol' raspredelenija ksantogenata v processe flotacii (Moskau 1965), S. 26, 101.
- 85) POPOV, R.L.: Dissertation (Moskau, 1963).
- 86) PUTMAN, R.E., SAMUEL, G.H.: Can. Min. Met. Bull., (1967) 1287.
- 87) IVANOV, E.A., REVAZAŠVILI, B.I.: Izv. vysš. učebn. zavedenij Gornyjž., Sverdlovsk, 7 (1964) 1, 154.
- 88) JOY, A.S. et al.: Res. Techn. Instr. (1965) 6.
- 89) KALAUCH, C.: Pharmazie, 9 (1954) 634.
- 90) KAŠPAR, J.: Sborník prací Ústavu pro výzkum rud (Prag), 4 (1959-60) 206.
- 91) SCHUBERT, H.: Aufbereitungstechnik, 9 (1968) 5, 215.
- 92) TOLUN, R., KITCHENER, J.A.: Trans. Inst. Min. Met., 73 (1963/64) 313.
- 93) WHEELER, D.A.: Eng. Min. J. 167 (1966) 11, 98.
- 94) YONEZAWA, T.: Bull. Instn. Min. Met., Trans. (London), 70 (1961) 329.
- 95) ZAJDENBERG, I.S. et al.: Cvetnye metally (Moskau), 37 (1964) 7, 24.
- 96) EJGELES, M.A.: idem, 36 (1963) 3, 5.

- 97) EK, C.: Ind. Chim. Belg. T 32 (1967) Gr. V, 281.
- 98) FLEMING, M.G., KITCHENER, J.A.: Endeavour, 24 (1965) 101.
- 99) FUERSTENAU, M.C. et al.: Soc. Min. Eng. of AIME, Preprint Nr. 67-B-314.
- 100) GAUDIN, A.M. et al.: Min. and Met., (Aug. 1948).
- 101) GAUDIN, A.M., FINKELSTEIN, N.P.: Nature, 207 (1965) 4495, 389.
- 102) GÖTTE, A., MENDEN, W.: Aachener Blätter, 14 (1964) 314, 77.
- 103) MARQUARDT, D.W.: Share Program No. 3094 (1966).
- 104) Bergbau und Chemie (Farbwerke Hoechst AG) Frankfurt/Main (1961).
- 105) RÖMPP, H., Chemie-Lexikon, Stuttgart (1966).
- 106) RAFFINOT, P., FORMANEK, V.: 6, Int. Min. Proc. Congr., Cannes (1963).
- 107) REED, L.S. et al.: Engng. Min. J., 167 (1966) 7, 87.
- 108) REVAZAŠVILI, B.I.: Cvetnye metally, 35 (1962) 10, 24.
- 109) CALDERBANK, P.H.: The Chem. Eng., (1967) 212, CE 209.
- 110) KAWECKI, W. et al.: Chem. Eng. Sci. 22 (1967) 504.
- 111) HEILMANN, W.: Dissertation (Erlangen, 1969).
- 112) ULLMANN's Encyklopädie der technischen Chemie, Band 1, S. 666.

- 113) CUNY, G.: Diplomarbeit (Darmstadt, 1966).
- 114) REDDEHASE, T.: Dissertation (Leoben, 1963).
- 115) KORTÜM, G.: "Lehrbuch der Elektrochemie", Weinheim (1966).
- 116) ULLMANN's Encyklopädie der technischen Chemie,
Band 2/I. S. 591.
- 117) Privatmitteilung von Prof.Dr. Molerus, Erlangen.
- 118) HENGSTENBERG, J. (Hrsg.): "Messen und Regeln in der
Chemischen Technik", Berlin-Göttingen-Heidelberg
(1964), S. 822 ff.
- 119) ZAKSYBAEV, N.K., ZARUKIN, G.V.: Cvetnye metally,
41 (1968) 1, 14.
- 120) GIBULKA, J., KONOPLJOVÁ, N.: Sborník prací ústavu pro
výzkum rud (Prag), 4 (1959-60), 137.
- 121) CLEMENT, M., SCHMITT, E.: Erzmetall, 19 (1966) 12, 601.
- 122) BUSHELL, C.H.G.: Can. Min. Met. Bull., (1965) Okt., 1083.
- 123) KLASSEN, V.I.: Non ferr. Metals (Moskau, 1941), No.22..23.
- 124) KLASSEN, V.I., PIKKAT-ORDINSKY, G.A.: Coke & Chem.,
Moskau (1957), No. 1.
- 125) KLASSEN, V.I. et al.: Non-ferr. Metals (Moskau, 1956),
No. 5.
- 126) DOETSCH, G.: "Anleitung zum praktischen Gebrauch der
Laplace-Transformation", München 1961.
- 127) MATVEENKO, N.N.: Cvetnye metally, 30 (1957) 7, 5.
- 128) idem. ibid: 32 (1959) 6, 11.

A.4 Verzeichnis der wichtigsten Symbole

a	Fläche
$\dot{a}$	Fläche/Zeit
b_1	Haftkonstante
b_2	Abreißkonstante
B	Beladung [Masse/Fläche]
c	Konzentration [Masse/Volumen]
d	Durchmesser
f	Selektivität [-]
f'	Selektivität [%]
$\dot{g}$	Gasdurchsatz [Volumen/Zeit]
$\dot{G}$	Grenzflächendurchsatz [Fläche/Zeit]
h	Maximalbeladung [Masse/Fläche]
k	Halbwertskonzentration [Masse/Volumen]
K	Flotationsgeschwindigkeitskonstante
m	Anzahl der Teilchensorten
M	Masse
n	Anzahl; Ordnung der Flotation
n'	Ordnung des Rückstromprozesses
p	Gleichgewichtsbedeckungsgrad
P	Wahrscheinlichkeit
$\dot{q}$	Durchsatz [Masse/Zeit]
$\dot{r}$	Flotationsgeschwindigkeit [Masse/Zeit]
RP	Redoxpotential (Spannung einer Pt-Elektrode gegen eine gesättigte Kalomelelektrode)
$v(..)$	Einheitssprungfunktion
V	Volumen

W	Koaleszenzzahl [-]
ϱ	Dichte [Masse/Volumen]
τ	Verweilzeit

Indices

ag	Agglomerat
A	Ablauf
b	besetzt
B	Blase
i	Kornsorte
K	Korn
L	Lamelle
m	Mineral
max	maximal
R	Rückstrom
s	Schaum
T	Trübe
v	Verunreinigung
V	Verlust
Z	zusätzlich
O	Zulauf
'	Einstoffsystem

Peter L e n g l e r

Lebenslauf

7.5.1938	geboren in Frankfurt (Main)
1944 - 1949	Volksschule
1949 - 1955	Mittelschule
1955 - 1956	Hilfsarbeiter bei den Farbwerken Hoechst
1956 - 1959	Chemielaborantenlehrling
1959 - 1961	Chemielaborant bei den Farbwerken Hoechst
1961	externes Abitur
1961 - 1962	Maschinenbaustudium an der TH Darmstadt
1962 - 1966	Chemiestudium an der TH Darmstadt
ab 1966	Promotion an der Universität Erlangen

Offsetdruck-Fotodruck

J. Hogl, 8520 Erlangen Hauptstr. 109, (Nähe Martin-Luther-Platz) Tel. 22990
